

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Инженерно-физический факультет  
Кафедра химии и химической технологии  
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология  
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая  
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ

Зав. кафедрой

Гужель Ю.А. Гужель  
«28» июня 2021 г.

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: Расчет установки осушки газа

Исполнитель  
студент группы 718-об

Каппа 18.06.21 К.Р. Казакова  
(подпись, дата)

Руководитель  
доцент, канд. техн. наук

Гужель 22.06.21 Ю.А. Гужель  
(подпись, дата)

Консультант по безопасности  
жизнедеятельности  
доцент, канд. техн. наук

Козырь 18.06.21 А.В. Козырь  
(подпись, дата)

Нормоконтроль  
проф., док. хим. наук

Родина 23.06.21 Т.А. Родина  
(подпись, дата)

Благовещенск 2021

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
**(ФГБОУ ВО «АмГУ»)**

Факультет Инженерно-физический  
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой  
\_\_\_\_\_ Ю.А. Гужель  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**З А Д А Н И Е**

К выпускной квалификационной работе студента Казаковой Ксении Руслановны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет установки осушки газа» утверждена Приказом от 23.04.2021 г № 812-уч

2. Срок сдачи студентом законченной работы 29.06.2021 г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки – 6 млрд. м<sup>3</sup>/год. Объем газа, поступающего в один аппарат – 375000 м<sup>3</sup>/ч. Параметры сырьевого газа: – давление – 7,2 МПа; температура – 20 °С; плотность при н.у. – 0,762 кг/м<sup>3</sup>. Точка росы газа после очистки и осушки – минус 110 °С. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация

4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по методам осушки и инновационным технологиям процесса осушки природного газа. Характеристика сырья и готовой продукции установки. Описание технологической схемы осушки газа. Расчет процесса осушки. Технологический расчет вспомогательного оборудования. Механический расчет аппарата. Безопасность и экологичность производства

5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки осушки газа

6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»

7. Дата выдачи задания 18.05.2021 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Гужель Юлия Александровна, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 18.05.2021 г.

\_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 70 с., 10 рисунков, 6 таблиц, 27 источников

ГАЗ, ОСУШКА, АДСОРБЦИЯ, АДСОРБЕР, ДЕСОРБЕР, ЦЕОЛИТ, РЕГЕНЕРАЦИЯ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА, МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ, ПЕЧЬ, СРЕДСТВА ЗАЩИТЫ

В данной работе, на основании литературных источников, научных статей и дополнительных материалов, была изучена технология адсорбционной осушки природного газа. Изучены основные методы осушки газа, теоретические основы процесса адсорбционной осушки газа, принцип работы основной аппаратуры и вспомогательного оборудования, а также рассмотрены современные технологии процесса.

Представлено описание технологии процесса осушки газа, характеристика параметров сырья и готовой продукции, схема установки адсорбционной осушки газа. Выполнен технологический расчет основного и вспомогательного оборудования, механический расчет адсорбера.

Рассмотрены коллективные и индивидуальные средства защиты на производстве, должностные инструкции оператора установки осушки газа.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Казакова К. Р.</i>			<i>Расчет установки осушки газа</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>				У	3	69
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. Каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	7
1.1 Методы осушки природного газа	7
1.1.1 Осушка газа прямым охлаждением	7
1.1.2 Абсорбционная осушка	8
1.1.3 Адсорбционная осушка	13
1.2 Адсорбционная осушка газа	16
1.2.1 Теоретические основы процесса	16
1.2.2 Применяемые адсорбенты	20
1.2.3 Аппаратурное оформление процесса	21
1.3 Инновационные технологии процесса осушки газа	29
2 Технологическая часть	31
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	31
2.2 Описание технологической схемы установки	32
2.3 Расчет процесса адсорбции	35
2.4 Расчет процесса десорбции	42
2.5 Расчет вспомогательного оборудования	45
2.5.1 Расчет теплообменника	45
2.5.2 Расчет сепаратора	48
2.5.3 Расчет печи	51
2.6 Механический расчет адсорбера	55
2.6.1 Расчет толщины стенок корпуса и днища	55
2.6.2 Расчет гидравлического сопротивления аппарата	57
2.6.3 Расчет аппарата на действие ветровых сил	58
2.6.4 Расчет максимальной массы аппарата	61

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>						
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>				<i>Расчет установки осушки газа</i>			<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							У	4	69
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>					
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>									

3 Безопасность и экологичность производства	64
3.1 Средства и системы защиты при эксплуатации установки	64
3.1.1 Коллективные средства защиты	64
3.1.2 Индивидуальные средства защиты	65
3.2 Должностные инструкции оператора установки осушки газа	65
Заключение	67
Библиографический список	68

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		5

## ВВЕДЕНИЕ

Природный газ – это смесь газов, образовавшаяся в недрах земли при анаэробном разложении органических веществ. Относится к полезным ископаемым. Добываемый на месторождениях природный газ не является чистым продуктом, он содержит множество примесей, которые могут плохо отразиться на работе установок для перекачки газа и трубопроводов [1].

Осушка обеспечивает непрерывную эксплуатацию оборудования и газопроводов, при этом предотвращая образование гидратов и возникновение ледяных пробок в системах. Процесс осушки может быть осуществлен различными методами: прямым охлаждением, абсорбцией, адсорбцией или комбинированием этих способов. Выбор способа проведения осушки зависит от состава сырья и от дальнейшего использования газа.

Осушка газа имеет важное практическое значение, потому что многие технологические процессы довольно чувствительны к наличию в них паров воды и других примесей.

Цель бакалаврской работы – изучение технологии адсорбционной осушки газа, классификация и принцип действия основного и вспомогательного оборудования, составление технологической схемы установки осушки газа, выполнение технологического расчета оборудования, а также механический расчет адсорбера.

Для реализации данной цели были поставлены следующие задачи:

- 1) изучить технологию адсорбционной осушки газа;
- 2) составить и описать технологическую схему установки осушки газа;
- 3) выполнить технологический расчет основной аппаратуры процесса и вспомогательного оборудования;
- 4) выполнить механический расчет адсорбера.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет установки осушки газа</i>			<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>							<i>У</i>	<i>6</i>	<i>69</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>									
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>									
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>					

# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 Методы осушки природного газа

Осушка газа – это процесс удаления влаги из газов и газовых смесей, предшествующей транспортировке природного газа по трубопроводам или низкотемпературному разделению газовых смесей на компоненты.

Установка адсорбционной осушки газов предназначена для снижения точки росы по воде газов и жидкостей перед низкотемпературными процессами переработки, сжижением газа, подачей в газопроводы или конденсатопроводы.

Осушка обеспечивает непрерывную эксплуатацию оборудования и газопроводов, при этом предотвращая образование гидратов и возникновение ледяных пробок в системах. Осушка может быть осуществлена различными методами: прямым охлаждением, абсорбцией, адсорбцией или комбинированием этих способов. Выбор того или иного способа зависит от состава сырья и от дальнейшего использования газа [2].

### 1.1.1 Осушка газа прямым охлаждением

Охлаждение газа при постоянном давлении происходит таким образом, что избыточная влага конденсируется, а точка его росы соответственно снижается. На этом основана осушка газа охлаждением, причем нижний предел охлаждения газа ограничивается условиями образования гидратов.

Охлаждение широко применяется для осушки и выделения конденсата и газа газоконденсатных месторождений на установках низкотемпературной сепарации, а также при получении индивидуальных компонентов газа сжижении газов и т.д.

Газ можно охлаждать путем расширения, когда необходимо снижать его давление, а также пропуская через холодильные установки. Процесс расшире-

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>				<i>Расчет установки осушки газа</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>					У	7	69
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							

ния с целью понижения температуры осуществляется двумя способами: дросселированием без совершения внешней работы (изоэнтальпийный процесс) и адиабатическим расширением с отдачей внешней работы (изоэнтропийный процесс).

В тех случаях, когда давления газа на входе в установки низкотемпературной сепарации недостаточно для его охлаждения расширением, устанавливают холодильные установки, заменяющие или дополняющие узел расширения. Необходимая температура сепарации может обеспечиваться за счет установки дополнительных теплообменников-рекуператоров и холодильников. Для предупреждения гидратообразования перед теплообменником в поток сырого газа впрыскивается гликоль. Предусмотрен также ввод ингибитора.

Самостоятельного применения для осушки газа данный метод не нашел и используется обычно в сопровождении с другими методами, например, для предварительного удаления основного количества влаги [3].

#### 1.1.2 Абсорбционная осушка

Абсорбционная осушка является наиболее распространенным процессом при подготовке газа к транспорту. В России более 70 % добываемого газа подготавливается с применением этого метода. Абсорбционный метод осушки основан на селективном поглощении паров воды жидкими абсорбентами.

В качестве абсорбента первоначально использовали этиленгликоль и глицерин, в дальнейшем перешли к использованию менее летучих соединений – диэтиленгликоля и триэтиленгликоля, которые в настоящее время широко используются для абсорбционной осушки. Реже, при осушке впрыском в теплообменники, используется этиленгликоль [4].

Абсорбенты должны обладать рядом свойств, к которым относятся:

- 1) высокая поглотительная способность в широком интервале давлений, температур и концентраций;
- 2) низкая вязкость в условиях применения для обеспечения хорошего контакта с газом;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						8
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



- 3) высокая селективность к компонентам газа, т.е. низкая взаиморастворимость с ними;
- 4) низкие давления насыщенных паров, чтобы потери при их испарении были незначительными;
- 5) температура кипения, отличающаяся от температуры кипения воды, позволяющая упростить отделение поглощенной воды от осушителя;
- 6) малая коррозионная активность;
- 7) высокая устойчивость к окислению и термическому разложению;
- 8) низкая вспениваемость в контакте с газовой смесью;
- 9) нетоксичность и способность к полному биологическому разложению;
- 10) отсутствие химического взаимодействия с ингибиторами, применяемыми при добыче газа;
- 11) плотность, отличающаяся от плотности углеводородного конденсата для обеспечения четкого разделения простыми методами;
- 12) доступная цена.

Установки осушки газа с использованием жидких поглотителей бывают двух типов: с барботажными аппаратами и с впрыском гликоля в поток газа.

#### 1) Абсорбционная осушка в барботажных аппаратах

На рисунке 1 представлена установка абсорбционной осушки в барботажных аппаратах. Влажный газ, очищенный в пылеуловителе от механических примесей, поступает в низ абсорбера 3. Сверху в колонну подается осушенный поглотитель. После выхода с глухой тарелки низа колонны насыщенный абсорбент проходит последовательно теплообменник 5, выветриватель 7, теплообменник 6 и поступает в отпарную колонну (десорбер) 10. Десорбер обычно имеет 10-16 тарелок колпачкового или клапанного типа и одну глухую тарелку внизу колонны. Стекающий на глухую тарелку абсорбент самотеком поступает в низ выносного испарителя 11, где нагревается за счет тепла водяного пара.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						9
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Вышедший из испарителя абсорбент подается в колонну 10, а также через систему теплообменников 5 и 6 и холодильников 4 поступает в промежуточную емкость 8, откуда насосом направляется на орошение абсорбера 3.

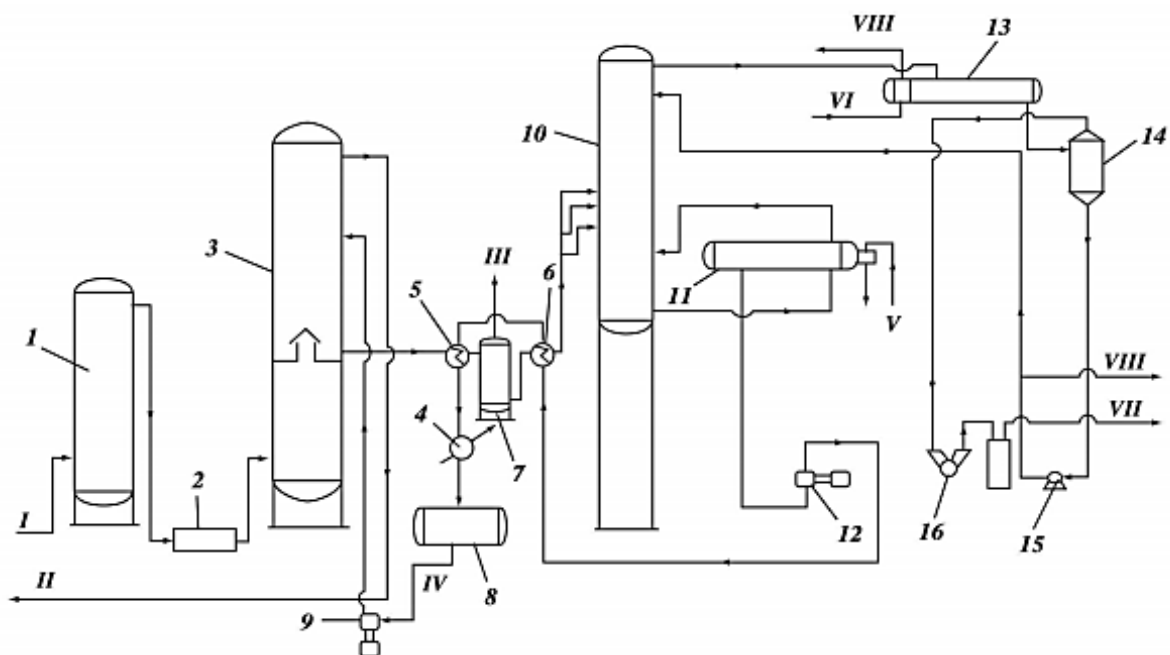


Рисунок 1 – Технологическая схема установки осушки газа:

1 – пылеуловитель; 2 – замерный пункт; 3 – абсорбер; 4 – холодильник; 5, 6 – первая и вторая секции теплообменников; 7 – вентрилятор; 8 – промежуточная емкость ДЭГ; 9, 12 и 5 – насосы; 10 – десорбер; 11 – испаритель; 13 – конденсатор; 14 – емкость конденсата; 16 – вакуум-насос РМК-3.

Потоки: I – сырой газ; II – осушенный газ; III – газы вентрирования; IV – регенерированный ДЭГ; V – водяной пар; VI – охлаждающая вода; VII – выброс паров в атмосферу; VIII – выброс конденсата в канализацию

Пары воды и газы сверху колонны 10 проходят холодильник-конденсатор 13. Часть сконденсировавшейся влаги используется для орошения колонны, а избыток сбрасывается в канализацию. Несконденсировавшиеся пары и газы стравливаются в атмосферу. Абсорбер работает при давлении, до которого сжат газ, а десорбер – обычно при атмосферном давлении или под вакуумом. Для уменьшения уноса

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		10

гликоля с осушенным газом часто в верхнюю часть абсорбера добавляют секцию отмывки газа пентаном, устанавливают отбойники, для коагуляции пены добавляют в гликоль ингибиторы пенообразования.

## 2) Осушка газа впрыском гликоля

Распыление гликоля производится в аппарате, диаметр которого близок к диаметру подводящего газопровода. Эффективность процесса определяется степенью распыления раствора, который осуществляется специальными форсунками. Распыленная жидкость создает большую поверхность контакта фаз, а большие скорости газа (1 – 10 м/с) обеспечивают интенсивный массообмен и хорошее распределение частиц в потоке. Наилучший массообмен происходит при высоких относительных скоростях газа и капель, что достигается путем впрыска гликоля навстречу газовому потоку.

Оптимальная температура осушки составляет от 15 °С до 30 °С. При низких температурах сказывается вязкость гликолей, при высоких – увеличивается упругость паров гликолей и соответственно возрастают потери. Следует отметить, что подачу гликоля к форсункам можно осуществлять при температуре выше 30 °С, когда вязкость его невелика. Во время контакта с газом гликоль принимает температуру потока мгновенно, так как относительное количество его незначительно.

Процесс осушки в каждой ступени проходит в конусе форсунки преимущественно в момент образования капель гликоля и заканчивается в объеме аппарата и сепараторе. Для фильтрации гликоля имеются фильтры, обеспечивающие удаление взвеси, частицы которой выше 5 мкм, так как механические примеси забивают сопла форсунок и вызывают вспенивание раствора.

В состав установки осушки газа с впрыском гликоля входят три основных узла: впрыск гликоля, трехфазный разделитель и регенерация гликоля. Эффективность осушки зависит от площади контакта газ/гликоль, т.е. от степени распыления осушителя. Для тонкого распыления гликоля применяют специальные распылительные сопла. По мере движения газа внутри труб происходит укрупнение капель жидкости, что облегчает разделение осушенного

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						11
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

газа и насыщенном осушителе, а также сконденсированных углеводородов. Десорбцию воды проводят в регенераторе гликоля.

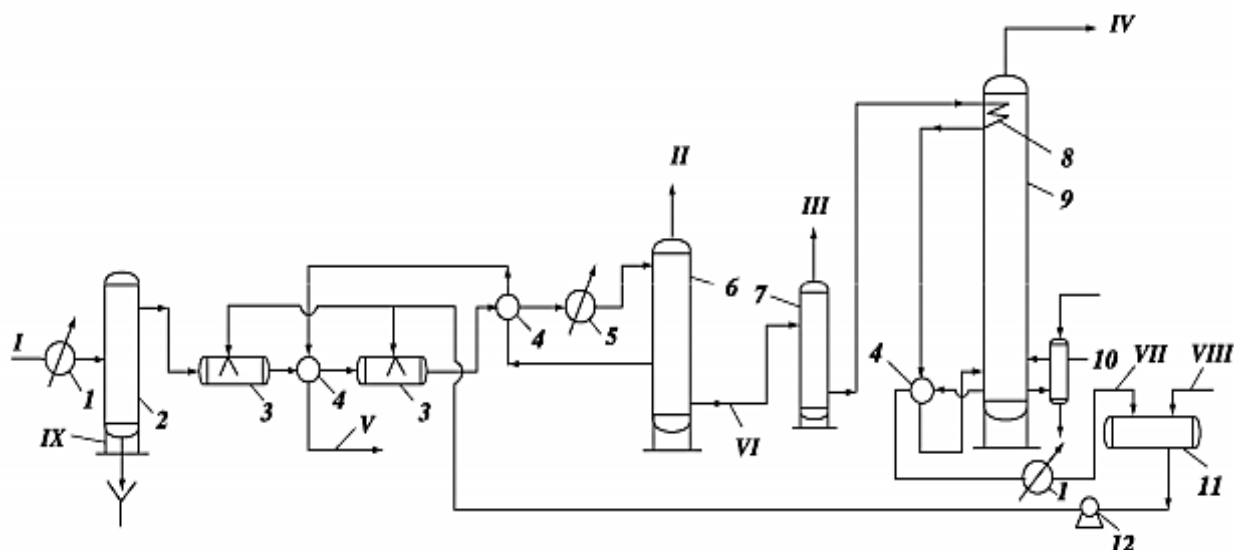


Рисунок 2 – Принципиальная схема установки осушки газа с впрыском гликоля:

1 – водяной холодильник; 2 – водоотделитель; 3 – узел впрыска гликоля; 4 – теплообменник; 5 – пропановый холодильник; 6 – трехфазный разделитель; 7 – выветриватель; 8 – змеевик; 9 – отпарная колонна; 10 – кипятильник; 11 – емкость для гликоля; 12 – насос. Потoki: I – сырой газ; II – осушенный газ; III – газы выветривания; IV – пары воды; V – углеводородный конденсат; VI – насыщенный гликоль; VII – регенерированный гликоль; VIII – свежий гликоль; IX – вода

На рисунке 2 представлена принципиальная схема осушки газа впрыском гликоля. Сжатый сырой газ проходит водяной холодильник 1, водоотделитель 2, узел впрыска гликоля 3 и теплообменник 4. Затем газ поступает в пропановый холодильник 5 и далее в трехфазный разделитель 6. Осушенный газ и углеводородный конденсат из трехфазного разделителя направляются на дальнейшую переработку, а насыщенный гликоль на регенерацию. После прохождения выветривателя 7 насыщенный водой гликоль поступает в змеевик 8, смонтированный в верхней части отпарной колонны 9. В змеевике охлаждаются

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						12
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ся и частично конденсируются пары воды в колонне, что обеспечивает ее орошение. Затем насыщенный гликоль через теплообменник поступает в куб отпарной колонны. Отпаренные пары воды сбрасываются в атмосферу, а регенерированный гликоль через регулятор уровня поступает в теплообменник и далее через водяной холодильник 1 стекает в емкость 11. Из емкости регенерированный гликоль насосом 12 прокачивается через фильтр и направляется на узел впрыска.

Каждая из схем осушки газа имеет свои преимущества и недостатки. Метод впрыска в сочетании с охлаждением газа позволяет значительно понижать точку росы, одновременно осушать его и образующийся газовый конденсат, а также использовать в качестве осушителя гликоли с концентрацией 70 – 80 %.

Недостаток метода осушки впрыском гликоля заключается в больших потерях осушителя с газовым конденсатом. Осушка газа методом абсорбции сводит к минимуму потери гликоля, однако требует более высокой степени его регенерации (до 95 – 99 %).

### 1.1.3 Адсорбционная осушка

Сущность адсорбционной осушки состоит в избирательном поглощении поверхностью пор твердого адсорбента молекул воды с последующим извлечением их из пор внешними воздействиями (повышением температуры адсорбента или снижением давления среды).

Осушка газа твердыми осушителями осуществляется в аппаратах периодического действия с неподвижным слоем осушителя. Полный цикл процесса осушки состоит из стадий адсорбции, регенерации и охлаждения адсорбента. В качестве осушителей применяют силикагели, алюмосиликаты, активированный оксид алюминия, бокситы и молекулярные сита (цеолиты). Особенность молекулярных сит заключается в способности поглощать не только влагу, но и сероводород и углекислоту, т.е. очищать газ от кислых компонентов. Для уменьшения сопротивления движению газа адсорбенты изготавливают в виде шариков или гранул.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						13
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Требования к осушителю очень жесткие: он должен быстро поглощать влагу из газа и легко регенерироваться, выдерживать многократную регенерацию без существенной потери активности и прочности, иметь высокую механическую прочность и поглотительную способность, оказывать малое сопротивление потоку газа, иметь невысокую стоимость. Для регенерации осушителя используют нагретый газ [5].

Больше всего для осушки газа в промышленных условиях применяются силикагели и молекулярные сита. Силикагели имеют существенные экономические преимущества: более низкие энергозатраты (так как для регенерации требуется температура ниже 200 °С) и низкая себестоимость при крупнотоннажном промышленном производстве. Синтетические цеолиты (молекулярные сита) – самый дорогой адсорбент. Но они обеспечивают очень низкую точку росы, обладают высокой прочностью, эксплуатационные расходы при их использовании наиболее низкие.

Установка адсорбционной осушки состоит, как минимум, из двух адсорбционных аппаратов. Принципиальная схема установки приведена на рисунке 3 [6].

Влажный газ, пройдя через каплеотбойник 1, поступает сверху в один из адсорберов и проходит его. Другой адсорбер в это время находится на стадии регенерации или охлаждения. Осушенный газ поступает на дальнейшую переработку или в газопровод. Часть исходного газа, пройдя через трубчатый нагреватель 3, направляется в низ другого адсорбера для регенерации осушителя. Газ с регенерации проходит теплообменник 8 для охлаждения, сепаратор 6 для отделения воды и смешивается с основным потоком влажного газа.

Полный цикл работы одного аппарата включает четыре стадии:

1) адсорбцию при температуре 35 – 50 °С, давлении 8 – 12 МПа, длительности контакта газа с адсорбентом не менее 10 с. Длительность адсорбции выбирают, исходя из адсорбционной емкости поглотителя, начальной и конечной влажности газа, загрузки адсорбента в аппарате;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						14
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2) нагрев адсорбента, который производится после переключения аппарата с режима адсорбции на десорбцию. Нагрев ведется горячим газом из трубчатого нагревателя со скоростью не более  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  в час. Время, затрачиваемое на нагрев, составляет  $0,60 - 0,65$  секунд от периода адсорбции;

3) десорбцию – вытеснение из пор адсорбента поглощенной воды и восстановлением адсорбционной активности. Она начинается, когда температура адсорбента достигает  $160 - 180\text{ }^{\circ}\text{C}$  (для силикагелей) или  $280 - 290\text{ }^{\circ}\text{C}$  (для цеолитов). Горячий газ в периоды нагрева и десорбции проходит слой адсорбента в направлении, противоположном направлению осушаемого газа в периоде адсорбции;

4) охлаждение адсорбента – начинают после завершения десорбции и переключения аппарата на режим адсорбции (осушки). Охлаждение ведут исходным холодным газом. Период охлаждения занимает  $0,35 - 0,40$  секунд от времени, затрачиваемого на адсорбцию.

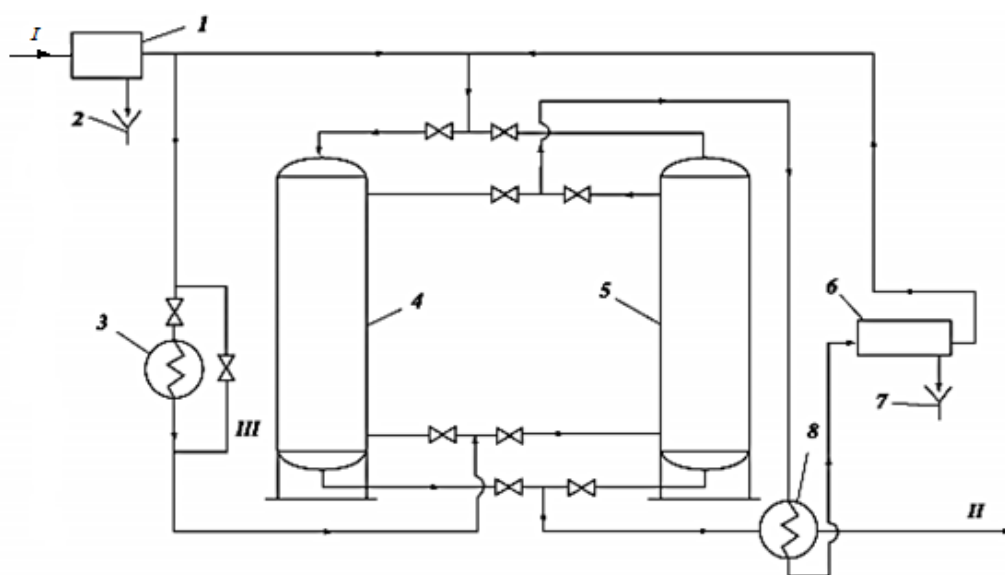


Рисунок 3 – Технологическая схема адсорбционной осушки газа:

1 – каплеотбойник; 2, 7 – сбор стоков; 3 – трубчатый нагреватель; 4, 5 – адсорберы; 6 – сепаратор; 8 – теплообменник. Поток: I – влажный газ; II – осушенный газ; III – обводная линия

При адсорбционной осушке присутствие в газе углеводородов от бута-

										Лист
										15
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	ВКР.171047.180301.ПЗ					

нов и выше осложняет процесс, потому что эти углеводороды поглощаются адсорбцией на выходной части слоя адсорбента и при десорбции воды к образованию коксовых отложений в порах адсорбента. Постепенное закоксовывание адсорбента ведет к снижению его адсорбционной емкости, поэтому требуется периодически регенерировать адсорбент, т.е. выжигать из его пор кокс.

При осушке газов, содержащих кислые компоненты, наиболее надежными в работе являются цеолиты.

Преимуществами адсорбционного метода являются: возможность получения очень низких температур точек росы газа, которые требуются для криогенных установок; легкость приспособления к очень большим изменениям расхода газа; возможность проведения процесса с очень высокими температурами контактирующего газа. Недостатками метода являются большие расходы на адсорбент, высокое сопротивление потоку газа, периодичность процесса и затраты на строительство установок большой мощности.

Отличительной особенностью адсорбционного метода осушки по сравнению с абсорбционным является высокая степень осушки газа, вне зависимости от его параметров, компактность установки, малые капитальные затраты для установок небольшой мощности.

## **1.2 Адсорбционная осушка газа**

### **1.2.1 Теоретические основы процесса**

Процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых адсорбентов называется адсорбцией. Процесс адсорбции тесно связан с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества.

В промышленности адсорбцию применяют для отбензинивания попутных и природных газов, при разделении газов нефтепереработки для получения водорода и этилена, осушки газов и жидкостей, выделения низкомолекулярных ароматических углеводородов, для очистки масел.

Адсорбцию принято использовать на конечных технологических стадиях производства, так как по сравнению с другими массообменными процессами

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		16



адсорбция наиболее эффективна только при малом содержании извлекаемых компонентов в исходном сырье. Процесс адсорбционной осушки газа позволяет достигать депрессию точки росы в 100 °С (минимальная точка росы, достигаемая адсорбцией около минус 90 °С).

Различают физическую и химическую адсорбцию (хемосорбцию) [7].

При физической адсорбции молекулы адсорбента и поглощаемого вещества не вступают в химическое взаимодействие. Физическая адсорбция обеспечивается силами Ван-дер-Ваальса, протекает самопроизвольно, молекулы адсорбтива могут перемещаться по поверхности (нелокализованная адсорбция), характеризуется обратимостью, отсутствием стехиометрических соотношений, уменьшением адсорбции при повышении температуры, сопровождается десорбцией. Физическая адсорбция протекает с выделением тепла, поэтому процесс можно считать экзотермическим. Для газов и паров величина теплоты адсорбции мала и примерно равна теплоте их конденсации.

При хемосорбции происходит химическое взаимодействие молекул поглощаемого вещества с адсорбентом. Данный процесс является необратимым. Для хемосорбции характерны закономерности химических реакций (осуществляется со значительной энергией активации, экзо - или эндотермический эффект реакции, с повышением температуры ее скорость возрастает по закону Аррениуса, и др.)

Адсорбция – процесс самопроизвольный ( $\Delta G < 0$ ), т.е. поверхностная энергия системы снижается. Понижается и энтропия, т.к. беспорядочно двигавшиеся молекулы закрепляются в поверхностном слое ( $\Delta S < 0$ ). Адсорбция - процесс экзотермический ( $\Delta H < 0$ ). Теплота, выделяющаяся при адсорбции, называется теплотой адсорбции.

Выделяют интегральную и дифференциальную теплоты адсорбции:

1) интегральная теплота адсорбции – количество тепла, выделяемое при адсорбции 1 моля газа или растворенного вещества 1 граммом чистого адсорбента;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						17
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2) дифференциальная термодинамическая теплота адсорбции  $\Delta H_{\text{диф}}$  – количество тепла, выделяемое при поглощении 1 моля адсорбата при переходе адсорбционной системы от одного равновесного состояния к другому. Для вычисления дифференциальной теплоты адсорбции применяют уравнение Клапейрона-Клаузиуса (при  $A = \text{const}$ ), которое выглядит следующим образом:

$$\Delta H_{\text{диф}} = RT^2 \frac{d \cdot \ln P}{dT}, \quad (1)$$

где  $P$  – давление, при котором происходит адсорбция;

3) дифференциальная калориметрическая теплота адсорбции – отношение дополнительно выделившейся теплоты к дополнительно адсорбированному количеству молей адсорбата.

По принципу Ле-Шателье равновесие в экзотермических процессах ( $\Delta H_{\text{адс}} < 0$ ) с возрастанием температуры сдвигается в сторону исходных веществ, т.е. адсорбция уменьшается.

Адсорбцию в основном характеризуют, как зависимость количества адсорбируемого вещества от концентрации или давления. Данные зависимости называются изотермами адсорбции [8].

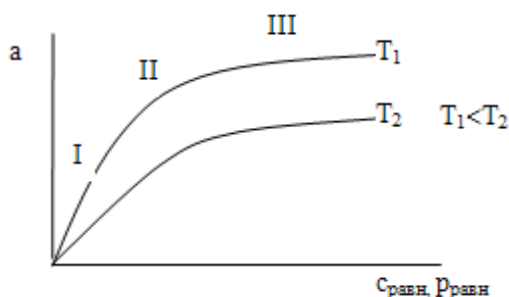


Рисунок 4 – Изотермы адсорбции

На изотерме адсорбции можно выделить три участка:

1-й участок – адсорбция пропорциональна концентрации вещества;

3-й участок – поверхность насыщена адсорбтивом;

2-й участок – промежуточное состояние.

2-й участок – промежуточное состояние.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		18

Динамическая активность – это наиболее важная характеристика адсорбентов в промышленности, выражающаяся количеством поглощенной влаги при прохождении влажного газа через слой адсорбента до момента появления паров воды за слоем адсорбента в количестве, превышающем заданную величину.

Динамическая активность адсорбента определяется следующими показателями:

- высотой слоя;
- временем контакта;
- температурой среды;
- скоростью движения;
- размером и формой зерен адсорбента;
- равномерностью распределения потока по сечению слоя;
- степенью предыдущей регенерации.

Кривые на рисунке 5 показывают зависимость динамической активности адсорбента от перечисленных выше факторов.

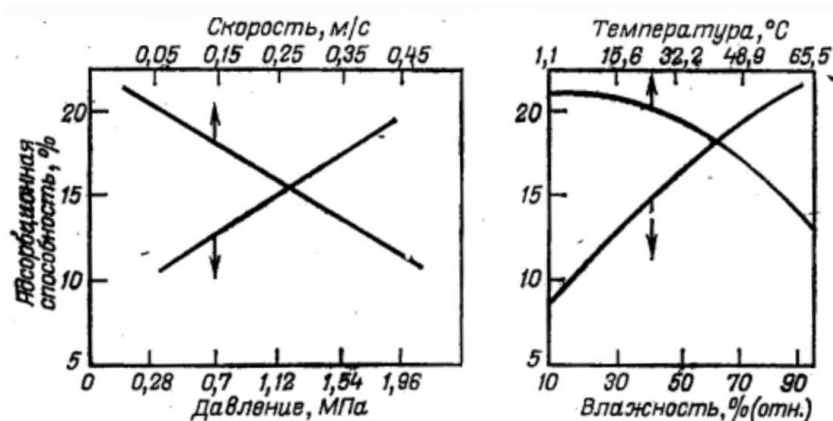


Рисунок 5 – Влияние различных факторов на адсорбционную способность силикагеля (размер зерна 3 – 8 мм)

Основной наиболее важной задачей адсорбции является селективное поглощение компонентов из газов и жидкостей. Эта задача может быть разделена на две категории.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		19

К первой категории относятся задачи очистки целевого компонента от ненужных или вредных сопутствующих компонентов, т.е. удаления этих компонентов. Например, многочисленные процессы очистки, осушки, поглощения вредных примесей, запахов и т.д.

Ко второй категории относятся задачи поглощения ценного компонента с последующим его выделением в концентрированном или чистом виде.

### 1.2.2 Применяемые адсорбенты

Существует множество адсорбентов для осушки газов, но наиболее широко среди них используют силикагель, алюмогель, боксит, цеолит, а также алюмосиликатный катализатор. Для уменьшения гидравлического сопротивления слоя адсорбенты изготавливают в виде гранул и шариков.

Силикагель представляет собой высушенный гель кремниевой кислоты пористого строения с сильно развитой внутренней поверхностью. Данный адсорбент обладает комплексом свойств, который дает возможность приготовления на основе силикагеля сорбентов, катализаторов и носителей с высокой удельной поверхностью при оптимальной пористости структуры. К таким свойствам относятся: химическая инертность, высокая термостойкость и легкость регулирования пористой структуры.

Цеолиты – это алюмосиликаты, содержащие в своем составе оксиды щелочных и щелочноземельных металлов. Цеолиты отличаются строго регулярной структурой пор, которые при обычных температурных условиях заполнены молекулами воды. Цеолиты являются молекулярными ситами. Их широкое применение можно объяснить тем, что они могут быть использованы для разделения веществ как на основе избирательности адсорбции, так и на основе разницы в размерах и форме поглощаемых молекул. Для того чтобы проникнуть в адсорбционную зону, критический диаметр молекул адсорбата должен быть меньше размера входного отверстия.

Адсорбция является избирательным и обратимым процессом, а это означает, что каждый адсорбент способен поглощать лишь определенные вещества

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						20
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

и не поглощать другие вещества, содержащиеся в газовой смеси. Поглощенное вещество может быть выделено из адсорбента путем десорбции [9].

К адсорбентам обычно предъявляют следующие требования:

- они должны выдерживать частую и многократную регенерацию без существенных потерь активности, т.е. влагопоглотительной способности;
- зерна адсорбента должны иметь высокую механическую прочность на сжатие и истирание, не крошиться и не разбухать при насыщении водой. В противном случае в слое адсорбента будет возрастать сопротивление потоку газа. При измельчении зерен увеличиваются потери адсорбента;
- адсорбенты должны действовать быстро и обладать высокой поглощающей способностью, что позволяет пропускать газ через адсорберы с большой скоростью и использовать небольшие, компактные установки;
- адсорбенты должны быть дешевыми, так как расходы на них составляют значительную часть затрат на процесс осушки.

Пористая структура кристаллов цеолита называется первичной; промежутки между кристаллами в формованных цеолитах, а также поры связующей глины образуют вторичную пористую структуру. Удельная поверхность вторичных пор по сравнению с первичными невелика.

В первичной пористой структуре адсорбируются только те молекулы, критические диаметры которых меньше эффективных диаметров «окон». Более крупные молекулы не адсорбируются. Таким образом, цеолиты «отсеивают» молекулы разных размеров.

Формованные синтетические цеолиты типов А и X применяются для глубокой осушки и тонкой очистки газов и жидкостей. Для осушки газов и жидкостей используют цеолиты типа А в калиевой (КА) или натриевой (NaA) форме. Они избирательно адсорбируют воду, а молекулы осушаемых целевых компонентов в полости цеолитов не проникают.

### 1.2.3 Аппаратурное оформление процесса

#### 1) Адсорбер

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						21
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Основными аппаратами в процессе осушки газа являются адсорберы – это аппараты, с помощью которых происходит разделение газообразных и жидких сред поверхностью пористого твердого тела, называемого адсорбентом.

Адсорберы оснащены штуцерами для входа и выхода газа, люками для загрузки и выгрузки адсорбента и некоторыми другими элементами, например: распределительными и прижимными решетками, слоями инертного материала, пробоотборниками и т.д.

Аппараты для осушки газа изготавливают из углеродистых сталей, если в газе отсутствуют коррозионно-опасные компоненты, или из нержавеющей сталей, если такие компоненты присутствуют [10].

Процессы осушки газов протекают при повышенных давлениях. Уровень давления определяется основным производством, потребляющим сжатый и осушенный газ. Если в основном производстве используется газ, находящийся при атмосферном давлении, то газ сжимают ради успешного проведения самой осушки. Существует также другой вариант: перед поступлением в блок осушки газ, находящийся при атмосферном давлении, охлаждают до температур порядка 2 – 5 °С, выделяя при этом основное количество содержащейся в нем воды.

В промышленности применяют адсорберы нескольких типов: с неподвижным зернистым адсорбентом, с перемещающимся зернистым адсорбентом и кипящим слоем адсорбента [11].

*Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента.* Наибольшее распространение в промышленности находят вертикальные и горизонтальные адсорбционные аппараты с неподвижным слоем (рис. 6).

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента являются аппаратами периодического действия. Вертикальный и горизонтальный адсорберы имеют корпус 1 со слоем адсорбента, находящимся на опорно-распределительной решетке 2. Исходная газовая смесь проходит через слой адсорбента сверху вниз. При десорбции водяным паром его подают через нижний штуцер, кон-

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						22
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

денсат отводится через штуцер в днище, а пар вместе с десорбированным веществом уходит через штуцер в крышке. Загрузка и выгрузка адсорбента производятся через люки 4 и 3.

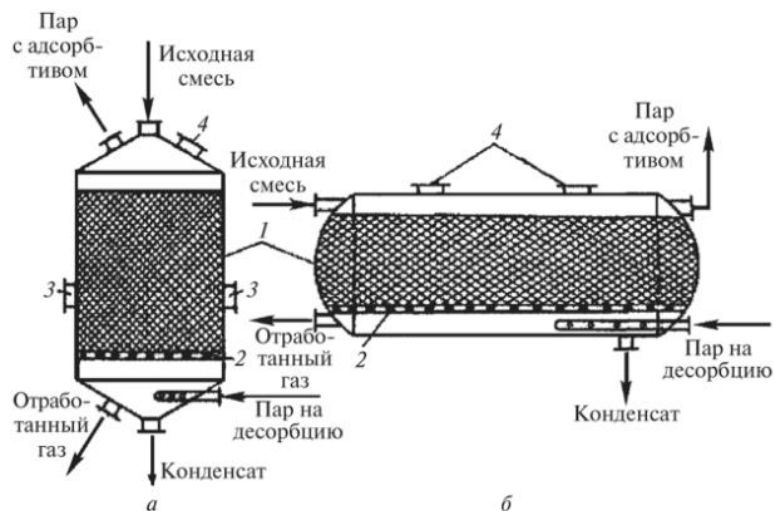


Рисунок 6 – Адсорберы периодического действия с неподвижным слоем поглотителя

а – вертикальный; б – горизонтальный; 1 – корпуса; 2 – распределительные решетки; 3 – люки для выгрузки адсорбента; 4 – люки для загрузки адсорбента

Вертикальные адсорберы применяют для адсорбции газов в случае малой и средней производительности. Для обработки больших объемов газов (порядка  $30000 \text{ м}^3/\text{ч}$  и выше) используют горизонтальные адсорберы, обладающие незначительным гидравлическим сопротивлением.

*Адсорберы с движущимся слоем поглотителя.* Аппарат (рис. 7) включает в себя адсорбционную I и ректификационную II зоны, где происходит разделение подаваемой газовой смеси, и десорбционную зону III, служащую для регенерации адсорбента. Зоны разделены распределительными тарелками I. Адсорбент непрерывно циркулирует в аппарате: сначала охлаждается в холодильнике 2, затем проходит адсорбционную зону I, где он преимущественно поглощает тяжелые компоненты, обогащая газ легкой фракцией, которую отбирают из этой зоны. При прохождении адсорбентом ректификационной зоны

*II* частично поглощенная легкая фракция вытесняется парами тяжелой, выходящими из десорбционной зоны *III*. Тяжелую фракцию отбирают на выходе из десорбционной зоны *II*. Регенерированный в зоне *III* горячий адсорбент пневмотранспортом с помощью газодувки 5 направляют в бункер 3, откуда он снова поступает в холодильник.

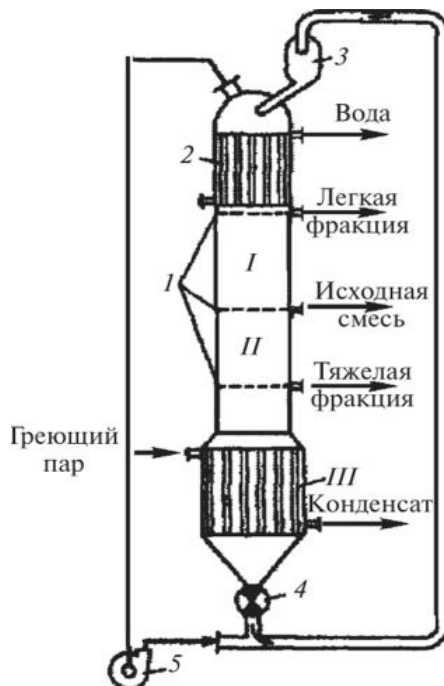


Рисунок 7 – Адсорбер с движущимся слоем адсорбента

I – зона адсорбции; II – зона ректификации; III – зона десорбции; 1 – распределительные тарелки; 2 – холодильник; 3 – бункер для подачи адсорбента; 4 – затвор-регулятор; 5 – газодувка

Распределительные тарелки обеспечивают более равномерное распределение газа и угля по сечению колонны и уменьшение уноса частиц угля выходящими газами.

В промышленности обычно применяют непрерывно действующие многокамерные *адсорберы с кипящим слоем*.

На рисунке 8а представлен однокамерный адсорбер с кипящим слоем, в котором газ непрерывно движется через корпус 1 снизу вверх, поддерживая находящийся на газораспределительной решетке 3 слой адсорбента в псевдо-

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						24
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



ожоженном состоянии. Газ удаляется из аппарата через циклонное устройство 2, служащее для выделения из газа заключенных в нем мелких частиц адсорбента. В этих аппаратах, работающих по принципу противотока фаз, удается достичь только равновесной концентрации адсорбента в газовой фазе, которая соответствует средней концентрации в слое.

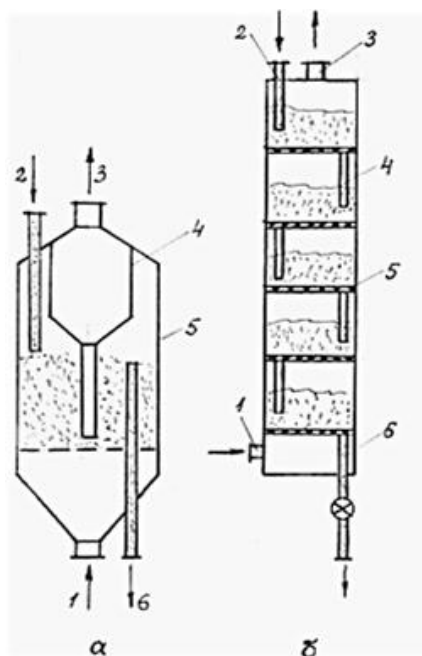


Рисунок 8 – Адсорберы с кипящим слоем адсорбента

а – однокамерный адсорбер: 1 – труба для подвода газа на очистку, 2 – труба для ввода адсорбента, 3 – штуцер для отвода газа после очистки, 4 – циклонное устройство, 5 – корпус аппарата, 6 – труба для вывода отработанного адсорбента; б – многокамерный адсорбер: 1 – штуцер для подачи газа на очистку, 2 – труба для ввода адсорбента, 3 – штуцер для отвода газа после очистки, 4 – переточные трубы, 5 – перфорированные тарелки, 6 – труба для отвода отработанного адсорбента

В многокамерном адсорбере с кипящим слоем (рис. 8, б) газ последовательно проходит через перфорированные тарелки 1, имеющие переточные трубы 2, по которым твердые частицы адсорбента "стекают" со ступени на ступень противотоком к газу. При псевдоожоженном адсорбенте на каждой ступени взаимодействия газ приближается к режиму идеального смешения, а

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						25
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

для аппарата это взаимодействие близко к режиму идеального вытеснения. В таких условиях газ равномерно распределяется по площади поперечного сечения аппарата с увеличением времени взаимодействия фаз. В итоге достигается более полное использование поглотительных свойств адсорбента.

## 2) Десорбер

Десорбция – это процесс регенерации адсорбентов и абсорбентов, заключающийся в вытеснении поглощенных ими веществ (газов, паров, жидкостей) из пор адсорбента. Процесс десорбции, или отгонки, проводят одним из следующих способов:

- 1) в токе инертного газа;
- 2) выпариванием растворов;
- 3) в вакууме;
- 4) комбинированием указанных способов.

Процесс десорбции осуществляется в колонных аппаратах, называемых десорберы. Десорбер – это массообменный колонный аппарат для извлечения из насыщенного сорбента (адсорбента и абсорбента) компонентов, поглощённых в процессе осушки, и получения регенерированного сорбента. Десорберы различают тарельчатого, насадочного и распылительного типа. Наиболее интенсивно для тарельчатых колонн процесс протекает в пенном режиме, а для насадочных – в режиме эмульгирования. Для проведения процесса могут быть использованы колонны с колпачковыми, ситчатыми, клапанными, провальными и другими тарелками [12].

По своей конструкции десорбер подобен адсорберу: работает при низком давлении (чаще всего под вакуумом) и сравнительно высокой температуре. Контактующими фазами являются адсорбент и отпарной газ, подаваемый снизу вверх (первоначально не содержащий десорбируемых компонентов). В качестве отпарного газа используются перегретый водяной пар, сухой природный газ и др. Регенерирующий адсорбент удаляется снизу десорбера с помощью штуцеров, а извлечённые компоненты в потоке отпарного газа выводятся сверху.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						26
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

### 3) Сепаратор

Газовый сепаратор – устройство, предназначенное для удаления жидкой фазы и механических примесей из потоков газа. Широко используется в технологиях добычи, транспортировки и хранения газовых смесей.

Удаление следовых количеств жидкостей, углеводородного конденсата и механических частиц осуществляется в следующих сепараторах:

1) Гравитационных. В основе их работы положен принцип разности веса механических примесей (или других удаляющихся веществ) и газа. В установке скорость потока замедляется до той величины, при которой происходит выпадение в осадок конденсата и механических остатков. К преимуществу аппаратов данного типа относится простота конструкции, к минусам – громоздкость. Скорость газового потока в гравитационных газовых сепараторах составляет порядка 0,02 – 0,5 м/с.

2) Инерционных. В аппаратах данного типа нежелательные компоненты удаляются за счет резкого изменения направления движения потока. В результате более тяжелые, чем газ, частицы отбрасываются к стенкам улавливающих насадок и под действием силы тяжести «стекают» вниз. Внутри аппарата поток газа движется со скоростью 0,4 – 2 м/с.

3) Сетчатых. Используются для окончательной очистки газа перед его транспортировкой или закачкой в хранилища. Устройство сетчатого сепаратора представляет собой трехсекционную емкость. Смесь подается в среднюю часть, где проходит через коагулянт и мелкосетчатый фильтр. После готовый к дальнейшему транзиту или хранению объем поступает в верхнюю полость, а осадок – в нижнюю. Отличительная черта аппарата данного типа – это способность работать в широком диапазоне температур.

4) Центробежных. Применяются для глубокой очистки газов. Отделение примесей в центробежных сепараторах осуществляется за счет вихревого вращения воздуха в камере. В результате действия центробежных сил частицы налипают на уловители и выводятся из рабочей камеры устройства. Такие се-

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						27
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

параторы отличаются своей высокой производительностью, которая достигается за счет скорости движения газа внутри емкости (2 – 5 м/с).

5) Смешанного типа. Сепараторы данного типа сочетают в себе элементы конструкций и функциональные особенности различных газосепараторов.

По положению в пространстве сепараторы делятся на вертикальные, горизонтальные и сферические. Также при выборе устройства аппарата следует учитывать рабочее давление. По давлению сепараторы различают: низкого давления (менее 0,6 МПа); среднего давления (от 0,6 до 2,5 МПа) и высокого давления (более 2,5 МПа).

#### 4) Нагреватель

Любое электрическое нагревательное устройство представляет собой элемент высокой мощности, с дополнительными приложениями в виде электрических изоляторов, оболочки защищающей от различных повреждений, крепления, устройства для подводки тока.

На сегодняшний день распространенными и качественно выполняющими свою работу по дополнительному нагреву устройствами, где необходимо произвести низко- или среднетемпературный нагрев, являются трубчатые электронагреватели. Их конструкция позволяет в полной мере защитить внутренности прибора от негативного влияния окружающей среды.

Обычно трубчатые электронагреватели состоят из корпуса в виде металлической трубки толщиной до 1,2 мм, минимальная плотность оболочки составляет 0,8 мм. Внутри трубки находится проволока, имеющая высокое удельное электросопротивление, намотанная на сердечник по спиральному типу. Концы проволоки присоединены к контактному стержню, наружные выводы которого нужны для питания электричеством из сети. Оболочка может быть выполненной из углеродистой или нержавеющей стали. Углеродистая сталь используется для нагревателей, температура поверхности которых во время эксплуатации не должна превышать 450 °С. Нержавеющую сталь вносят в состав нагревателей, которые должны будут функционировать в агрессивных средах и при более высоких температурных требованиях [13].

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		28

### 1.3 Инновационные технологии процесса осушки газа

Одной из современных технологий осушки газа является мембранная. Мембранные технологии наиболее распространены при подготовке природных и попутных нефтяных газов для удаления из них сероводорода, влаги, тяжелых углеводородов и гелия [14].

Принцип действия мембранного способа осушки газа заключается в селективной проницаемости через мембрану углеводородов за счет перепада давления на мембране. Углеводороды газа не проникают через мембрану, остаются в области высокого давления – в полости мембраны, а влага и часть углеводородов, размеры молекул которых сопоставимы с размерами молекул воды, проникают через нее, образуя газ низкого давления – пермеат.

Для осушки газа используется полуволоконная мембрана, которая состоит из пористого полимерного волокна с нанесенным на его внешнюю поверхность непористого газоразделительного слоя. С помощью полимерных мембран содержание влаги в газах может быть снижено в 10 – 100 раз, что позволяет осушить газ до требуемого качества [15].

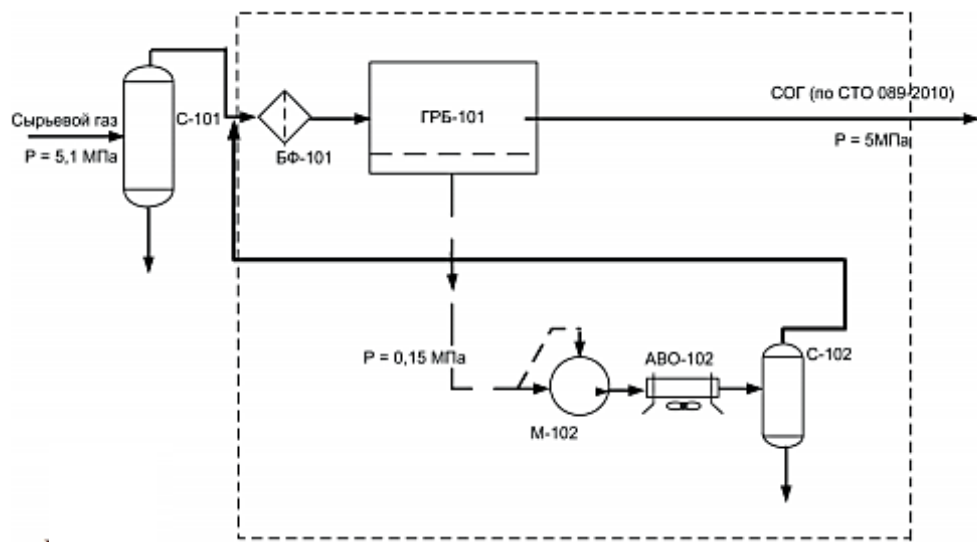


Рисунок 9 – Технологическая схема мембранной осушки газа

Главным недостатком мембранной технологии осушки природного газа является потеря метана более 1 % с пермеатом – газом низкого давления, который сжигается на факелах, загрязняя атмосферу. Это делает технологию ме-

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		29

нее конкурентоспособной. Поиск инженерных решений для сокращения потери метана позволил разработать схему с утилизацией потока пермеата путем его компримирования.

На рисунке 9 представлена технологическая схема мембранной осушки газа с утилизацией пермеата.

Обработке подвергается газ высокого давления, который предварительно очищается в сепараторе С-101 от капельной влаги и механических примесей. После предварительной очистки газ проходит тонкую очистку на блоке фильтров БФ101 и поступает в газоразделительный мембранный блок ГРБ-101, в котором проводится осушка газа. Осушенный газ поступает в газотранспортную систему, а пермеат – газ низкого давления, направляется на компримирование. Компрессором М-102 давление газа повышается до давления сырьевого газа, при этом температура газа повышается. Для охлаждения газа используется воздушный холодильник АВО-102. По мере снижения температуры газа влага конденсируется и в сепараторе С-102 происходит разделение газа и жидкости. После отделения воды, пермеат смешивается с газовым потоком, который поступает на блок фильтров БФ-101. Такая схема исключает сброс пермеата на факельную установку. Часть пермеата используется в качестве топливного газа для привода компрессора М-102 [16].

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						30
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Природный газ – это бесцветная смесь легких углеводородов, основной компонент которой является метан с содержанием в смеси 92 – 99 %. Легче воздуха, удельный вес – 0,559. В воде мало растворим. Легко воспламеняется и горит бледным, едва светящимся пламенем. Взрывоопасная концентрация в смеси с воздухом от 5 % до 15 %.

Рассмотрим характеристики сырья и готовой продукции, приведенные в таблице 1.

Таблица 1 – Характеристика сырья и готовой продукции

Наименование	Наименование показателя	Значение
	Компонентный состав	
1	2	3
Сырье Влажный газ с Ковыктинского и Чаядинского месторождений	Углекислый газ, CO <sub>2</sub> , % мол.	2,5
	Водород, H <sub>2</sub> , % мол.	0,07
	Гелий, He, % мол.	0,4
	Кислород, O <sub>2</sub> , % мол.	0,02
	Азот, N <sub>2</sub> , % мол.	7,3
	Метан, CH <sub>4</sub> , % мол.	85,14
	Этан, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , % мол.	4,6
	Пропан, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> , % мол.	1,56
	Бутан C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> и выше, % мол.	0,10 – 0,13
	Механические примеси, г/м <sup>3</sup>	0,001
	Давление, МПа	7,2
Температура, °С	минус 5 ÷ 25	
Готовый продукт Сухой газ	Точка росы по влаге, °С	минус 110
	Масса сероводорода, моль не более	0,025
	Масса меркаптанов, моль не более	0,18

					<b>ВКР.171047.180301.ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.	Казакова К. Р.				<b>Расчет установки осушки газа</b>	Лит	Лист	Листов
Пров.	Гужель Ю. А.					У	31	69
Н. контр.	Родина Т. А.				<b>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</b>			
Зав. Каф.	Гужель Ю. А.							

1	2	3
с отделения осушки	Водород, % мол.	0,03 – 0,07
	Водород, % мол.	0,03 – 0,07
	Гелий, % мол.	0,16 – 0,40
	Азот, % мол.	6,58 – 7,3
	Метан, % мол.	85 – 86,2
	Этан, % мол.	4,60 – 4,68
	Пропан, % мол.	1,50 – 1,56
	Плотность при 20 °С и 0,1013 МПа, кг/м <sup>3</sup>	0,55 – 0,58
	Давление, МПа	6,95

## 2.2 Описание технологической схемы

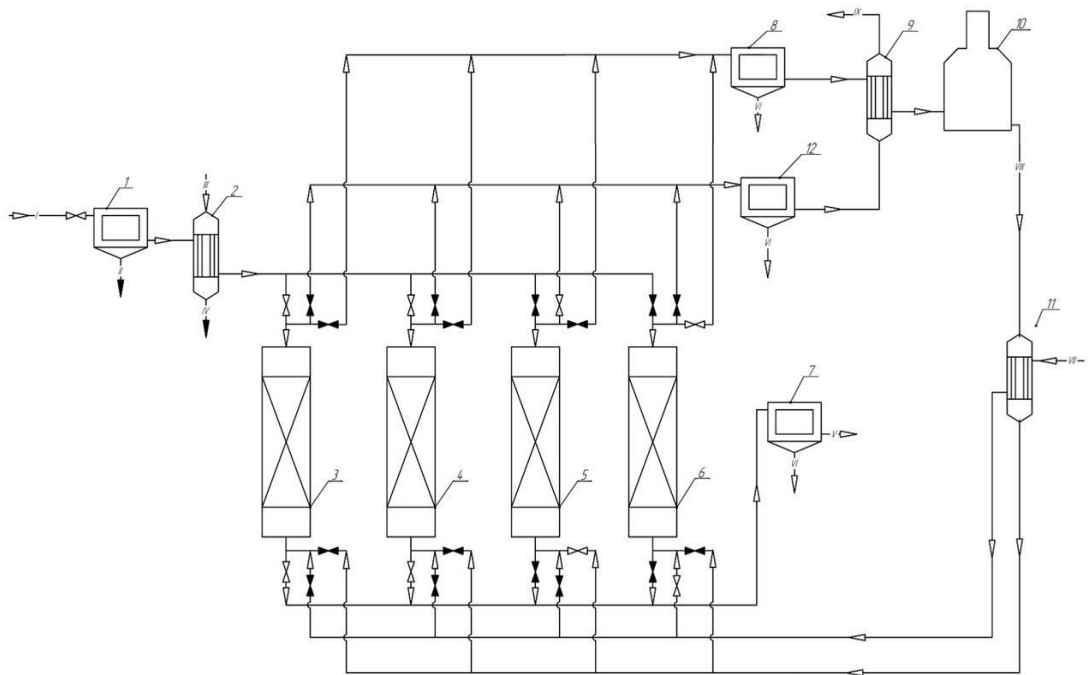


Рисунок 10 – Технологическая схема адсорбционной осушки газа:

1, 7, 8, 12 – фильтры-сепараторы, 2, 9, 11 – рекуперативные теплообменники, 3, 4, 5, 6 – адсорберы, 10 – трубочатая печь

На рисунке 10 представлена технологическая схема действующей установки адсорбционной осушки газа на Амурском газоперерабатывающем заводе.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата



Установка осушки газа состоит из четырех адсорберов 3 – 6, в которые загружен комбинированный слой адсорбента на основе оксида алюминия и цеолита.

Работа адсорберов циклическая, проходящая 3 стадии: адсорбция газа, регенерация насыщенных адсорбентов (десорбция) и охлаждение.

Влажный сырьевой газ поступает в фильтр-сепаратор сырьевого газа 1, где от основного потока газа отделяются твердые частицы, которые являются продуктами коррозии трубопровода, а также происходит очищение сырьевого газа от капельной фазы воды, метанола и жидких углеводородов. Фильтр-сепаратор 1 работает в основном и резервном режиме. Очищенный от механических примесей сырьевой газ из фильтра нагревается с применением пара низкого давления в подогревателе (теплообменнике) сырьевого газа 2.

Предварительно подготовленный и очищенный сырьевой газ поступает в верхнюю часть двух последовательно работающих адсорберов, проходит сверху вниз комбинированные слои адсорбента, где путем физической адсорбции удаляются пары воды и метанола со снижением их концентрации до уровня не более 0,1 ppmv в осушенном газе. Процесс адсорбции длится 12 часов, после чего слои адсорбента перенасыщаются и необходимо регенерировать адсорбент, удалив из него воду и метанол.

Каждый слой адсорбента, в свою очередь, регенерируется в течение 6 часов, затем охлаждается в течение 6 часов, после чего переходит снова в режим адсорбции.

Сухой газ из общего коллектора четырех адсорберов по трубопроводу поступает на фильтр-сепаратор осушенного газа 7, где очищается от цеолитовой пыли, а затем направляется в секцию очистки газа от соединений ртути и на дальнейшую переработку.

Прямой газ регенерации от границы установки компримирования поступает в рекуперативный подогреватель (теплообменник) газа охлаждения 11, где нагревается до температуры 200 °С обратным газом регенерации и направляется в адсорбер осушки сырьевого газа 6, находящийся в режиме охлажде-

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						33
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ния. Газ охлаждения проходит адсорбер снизу-вверх, охлаждая адсорбент до температуры 20 – 30 °С. Выходя сверху адсорбера, отработанный прямой газ регенерации направляется на фильтр-сепаратор газов охлаждения 8, где очищается от цеолитовой пыли, унесенной из адсорбера.

После фильтров охлаждения прямой газ регенерации поступает в рекуперативный подогреватель 9. Температура газа после подогревателя поддерживается постоянной, в пределах от 160 °С до 180 °С. Далее подогретый прямой газ регенерации поступает в печь 10 для подогрева до 320 °С. Нагрев прямого газа регенерации происходит за счет тепла сжигания топливного газа, который подается к четырем основным и четырем пилотным горелкам печи из системы топливного газа. Подогретый в печи 10 газ прямой регенерации становится обратным газом регенерации и используется для десорбции адсорбента в адсорбере, работающий в процессе регенерации (десорбции).

Нагревшийся в печи до температуры 320 °С обратный газ регенерации, поступает в рекуперативный подогреватель 11, отдавая свое тепло прямому газу регенерации. Далее обратный газ регенерации направляется в адсорбер осушки сырьевого газа 5, находящийся в режиме десорбции. Поток обратного газа регенерации через адсорбер проходит снизу-вверх, вытесняя из пор адсорбента отделившуюся за время осушки влагу и метанол. Обратный газ регенерации, выходя из адсорбера сверху, направляется на фильтр-сепаратор газа регенерации 12, а затем в рекуперативный подогреватель 9, где отдает свое тепло потоку прямого газа регенерации. Далее обратный газ регенерации отправляется на дальнейшую переработку на границы установки компримирования газа.

Адсорбер в режиме охлаждения и адсорбер в режиме регенерации установлены на одной линии и работают в такой последовательности, чтобы начало и конец цикла охлаждения одного адсорбера и цикл регенерации другого адсорбера были одновременными. Последовательность контролируется предварительно запрограммированной логикой в системе управления.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						34
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

## 2.3 Расчет процесса адсорбции

### Исходные данные для расчета:

Производительность установки – 6 млрд. м<sup>3</sup>/год (750000 м<sup>3</sup>/час).

Объем газа, поступающего в один адсорбер – 375000 м<sup>3</sup>/час.

Давление осушаемого газа – 7,2 МПа.

Температура осушаемого газа – 20 °С.

Плотность газа при нормальных условиях – 0,762 кг/м<sup>3</sup>.

Точка росы газа после очистки и осушки – минус 110 °С.

Аппарат для осушки газа оснащен адсорбционной зоной, представляющую собой слои адсорбентов, уложенных на распределительную решетку. Слойми адсорбента являются молекулярное сито «Grace Sylobead (MS 564C)», молекулярное сито «Grace Sylobead (MS 514NGD)» и цеолит «Активированный глинозем (AA 104)». На верхнем слое активированного глинозема уложена разделительная сетка, на которую уложен защитный слой керамических шаров. Рассмотрим характеристики адсорбентов в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристики применяемых адсорбентов

Показатель	Значение	Адсорбент
Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	730	Цеолит «Активированный глинозем AA 104»
Диаметр гранул, мм	от 3,0 до 5,0	
Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	720	Молекулярное сито «Grace Sylobead (MS 514NGD)»
Диаметр гранул, мм	2,0	
Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	730	Молекулярное сито «Grace Sylobead (MS 564C)»
Диаметр гранул, мм	от 1,6 до 3,2	

1. Находим плотность газа при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup> [17]:

Плотность газа, поступающего на установку, при нормальных условиях составляет 0,762 кг/м<sup>3</sup>. Принимаем это значение по лабораторным данным центральной заводской лаборатории предприятия.

$$\rho_{p.y.} = \rho_0 \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}, \quad (2)$$

где  $P$  – давление осушаемого газа, МПа;

$P_0$  – нормальное атмосферное давление ( $P_0 = 0,1$  МПа);

$T$  – температура газа поступающего на осушку, К;

$T_0$  – температура при нормальных условиях ( $T_0 = 273$  К).

$$\rho_{p.y.} = 0,762 \cdot \frac{7,2 \cdot 273}{0,1 \cdot 293} = 51,12 \text{ кг/м}^3,$$

2. Находим максимально допустимую линейную скорость газа в адсорбере по уравнению Леду:

$$U_z = \sqrt{78 \cdot C \cdot \rho_{ад} \cdot d_{ад} \cdot \frac{g}{\rho_{p.y.}}}, \quad (3)$$

где  $U_z$  – линейная скорость газа, м/с;

$C$  – константа ( $C = 0,025 - 0,033$ );

$\rho_{p.y.}$  – плотность газа при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{ад}$  – средняя плотность адсорбента, кг/м<sup>3</sup>;

$d_{ад}$  – средний диаметр гранул адсорбента, мм;

$g$  – ускорение свободного падения ( $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup>).

$$U_z = \sqrt{78 \cdot 0,03 \cdot 725 \cdot 3 \cdot \frac{9,81}{51,12}} = 3,125 \text{ м/с} = 187,5 \text{ м/мин.}$$

3. Определяем массу воды, удаляемую из газа за время цикла адсорбции, допуская, что адсорбент поглощает всю влагу, поступающую в адсорбер с влажным газом:

$$G_{воды} = G_z \cdot W_z \cdot \tau_{ад}, \quad (4)$$

где  $G_{воды}$  – масса воды, кг;

$G_z$  – объем поступающего в адсорбер газа, м<sup>3</sup>/ч;

$W_z$  – влагосодержание влажного газа, кг/м<sup>3</sup> (находим по графику равновесного влагосодержания при температуре давления процесса адсорбции,  $W_z = 1,857 \cdot 10^{-3}$  кг/м<sup>3</sup>);

$\tau_{ад}$  – время цикла адсорбции, ч.

$$G_{воды} = 375000 \cdot 1,857 \cdot 10^{-3} \cdot 12 = 8356,5 \text{ кг.}$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						36
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

4. Находим внутренний диаметр адсорбера по исходным данным, м:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot U_z}}, \quad (5)$$

где  $V_p$  – объем газа, поступающего в адсорбер при н.у., м<sup>3</sup>/мин;

$$V_p = V_z \cdot \frac{P_0 \cdot T}{T_0 \cdot P} \cdot \frac{1}{60}, \quad (6)$$

где  $V_z$  – объем газа, поступающего в адсорбер, при н.у., м<sup>3</sup>/ч;

$T$  – температура адсорбции, К;

$T_0$  – температура при нормальных условиях ( $T = 273$  К);

$P$  – давление в адсорбере, МПа;

$P_0$  – нормальное атмосферное давление ( $P_0 = 0,1$  МПа).

$$V_p = 375000 \cdot \frac{0,1 \cdot 293}{273 \cdot 7,2} \cdot \frac{1}{60} = 93,16 \text{ м}^3/\text{мин},$$

Таким образом, внутренний диаметр адсорбера равен:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 93,16}{3,14 \cdot 187,5}} = 1,43 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр адсорбера равным 1,6 м.

5. Определяем линейную скорость газа при н.у. в свободном сечении адсорбера, м/мин:

$$U_1 = \frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot D^2}, \quad (7)$$

$$U_1 = \frac{4 \cdot 93,16}{3,14 \cdot 1,6^2} = 46,36 \text{ м/мин},$$

Так как  $U_1 < U_z$  ( $U_z = 187,5$  м/мин), оставляем прежний диаметр аппарата.

6. Находим удельную нагрузку слоя адсорбента по воде, кг/(ч·м<sup>2</sup>):

$$g_B = \frac{G_{\text{воды}}}{0,785 \cdot \tau_{\text{ад}} \cdot D^2}, \quad (8)$$

где  $G_{\text{воды}}$  – масса воды, кг;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						37
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$\tau_{ад}$  – продолжительность цикла адсорбции, ч;

$D$  – внутренний диаметр адсорбера, м.

$$g_B = \frac{8356,5}{0,785 \cdot 12 \cdot 1,6^2} = 346,5 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 11,55 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$$

7. Определяем высоту адсорбционной зоны, м:

$$h = 31,3 \cdot \frac{g_B^{0,7895}}{U_1^{0,5506} \cdot p / p_s^{0,2647}}, \quad (9)$$

где  $g_B$  – удельная нагрузка слоя адсорбента по воде, кг/(м<sup>2</sup>·мин);

$p / p_s$  - относительная влажность осушаемого газа, % ( $p / p_s = 80\%$ ).

$$h = 31,3 \cdot \frac{11,55^{0,7895}}{46,36^{0,5506} \cdot 80^{0,2647}} = 31,3 \cdot \frac{6,9}{8,27 \cdot 3,19} = 5,19 \text{ м.}$$

8. Определяем высоту слоя адсорбента, м:

$$H = 5 \cdot D, \quad (10)$$

$$H = 5 \cdot 1,6 = 8 \text{ м.}$$

9. Находим динамическую равновесную влагоемкость адсорбента, %:

$$A_D = \frac{A_p \cdot (H - 0,45 \cdot h)}{H}, \quad (11)$$

где  $A_p$  – равновесная влагоемкость адсорбента, определяемая по справочным данным ( $A_p = 14\%$ ).

$$A_D = \frac{14 \cdot (8 - 0,45 \cdot 5,19)}{8} = 9,9 \text{ \%}.$$

10. Находим минимально необходимую высоту слоя адсорбента, м:

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot G_{воды}}{\rho_{ад} \cdot D^2 \cdot A_D}, \quad (12)$$

где  $\rho_{ад}$  – средняя плотность адсорбента, кг/м<sup>3</sup>;

$D$  – диаметр гранул адсорбента, м.

$$h_{сл} = \frac{127 \cdot 4 \cdot 8356,5}{725 \cdot 1,6^2 \cdot 9,9} = 42,8 \text{ м.}$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Сравнивая полученные значения  $h_{сл}$  и  $H$ , делаем вывод, что  $h_{сл}$  больше  $H$ , поэтому необходимо увеличить значение диаметра адсорбера в 2 раза и повторить расчет с 5-го пункта.

$$U_1 = \frac{4 \cdot 93,16}{3,14 \cdot 3,2^2} = 11,6 \text{ м/мин},$$

$$g_B = \frac{8356,5}{0,785 \cdot 12 \cdot 3,2^2} = 86,63 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1,44 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$$

$$h = 31,3 \cdot \frac{1,44^{0,7895}}{11,6^{0,5506} \cdot 80^{0,2647}} = 31,3 \cdot \frac{1,33}{3,86 \cdot 3,19} = 3,38 \text{ м}.$$

$$H = 5 \cdot 3,2 = 16 \text{ м}.$$

$$A_D = \frac{14 \cdot (16 - 0,45 \cdot 3,38)}{16} = 12,67 \text{ \%}.$$

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot 8356,5}{725 \cdot 3,2^2 \cdot 12,67} = 11,32 \text{ м}.$$

Оставляем диаметр адсорбера равным 3,2 м.

11. Исходя из конструктивных соображений, соотношение  $H : D$  должно быть  $3 \div 6$ .

$16 \div 3,2 = 5$ , поэтому расчет верный.

12. Рассчитываем продолжительность работы слоя адсорбента до появления влаги, ч:

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot A_D \cdot \rho_{ад} \cdot h_{сл}}{g_B}, \quad (13)$$

где  $g_B$  – удельная нагрузка слоя адсорбента по воде,  $\text{кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^2)$ ;

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot 12,67 \cdot 725 \cdot 11,32}{86,63} = 12 \text{ ч}.$$

Продолжительность работы слоя адсорбента до появления влаги равна продолжительности цикла адсорбции.

13. Находим гидравлическое сопротивление слоя адсорбента на стадии осушки:

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						39
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f \cdot \rho_g \cdot H \cdot U_1^2}{d_s \cdot g \cdot \varepsilon^2}, \quad (14)$$

где  $f$  – коэффициент трения газа о слой адсорбента, определяемая как функция от числа Рейнольдса;

$\rho_g$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;

$H$  – высота слоя адсорбента, м;

$U_1$  – линейная скорость газа в свободном сечении адсорбера, м/с<sup>2</sup>;

$d_s$  – эквивалентный диаметр частиц, м;

$g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;

$\varepsilon$  – порозность, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, адсорбента при допущении упорядоченного расположения частиц адсорбента.

Порозность адсорбента определяем по формуле:

$$\varepsilon = \frac{V_{ш}}{V_k}, \quad (15)$$

где  $V_{ш}$  – объем шара, который эквивалентен объему частицы адсорбента цилиндрической формы, м<sup>3</sup>;

$V_k$  – объем куба, описанного вокруг шара, м<sup>3</sup>.

Найдем объем шара:

$$V_{ш} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{4}, \quad (16)$$

где  $d$  – диаметр частиц;

$L$  – длина частиц адсорбента цилиндрической формы (по справочным данным составляет 0,004 м), м.

$$V_{ш} = \frac{3,14 \cdot 0,0033^2 \cdot 0,004}{4} = 3,42 \cdot 10^{-8} \text{ м.}$$

Эквивалентный диаметр частиц:

$$d_s = \left( \frac{6 \cdot V_{ш}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (17)$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



$$d_3 = \left( \frac{6 \cdot 3,42 \cdot 10^{-8}}{3,14} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,004 \text{ м,}$$

$$V_k = 0,004^3 = 6,4 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3,$$

Таким образом, порозность составляет:

$$\varepsilon = \frac{3,42 \cdot 10^{-8}}{6,4 \cdot 10^{-8}} = 0,54 .$$

Определяем критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{U_1 \cdot d_3 \cdot \rho_2}{\varepsilon \cdot \mu}, \quad (18)$$

где  $U_1$  – линейная скорость газа в свободном сечении адсорбера, м/мин;

$\mu$  – динамическая вязкость газа, определяемая по формуле Фроста, Па·с

$$\mu = T \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg M) \cdot 10^{-8}, \quad (19)$$

где  $T$  – температура адсорбции, К;

$M$  – средняя молекулярная масса газа, кг/кмоль;

$$\rho_{2(n.y.)} = \frac{M}{22,4}, \quad (20)$$

$$M = 22,4 \cdot 0,762 = 17,07 \text{ кг/кмоль}$$

$$\mu = 293 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 17,07) \cdot 10^{-8} = 1,12 \cdot 10^{-5}$$

$$Re = \frac{11,6 \cdot 0,004 \cdot 51,12}{0,54 \cdot 1,12 \cdot 10^{-5}} = 392190,47$$

Таким образом,  $f = 3$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 3 \cdot 51,12 \cdot 16 \cdot 11,6^2}{0,004 \cdot 9,81 \cdot 0,54} = 17899$$

Величина суммы перепада давления в слое адсорбента и произведения высоты слоя адсорбента на его насыпную плотность не должна быть выше предела прочности гранул на раздавливание.

$$\Delta P + H \cdot \rho_{ад}, \quad (21)$$

$$17899 + 16 \cdot 725 = 29499 \text{ кг/м}^2 = 0,29499 \text{ кг/мм}^2$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Предел прочности гранул на раздавливание составляет  $1 \text{ кг/мм}^2$ , следовательно, за цикл адсорбции адсорбент не утратит свои механические свойства.

За время процесса адсорбции, которое составляет 12 часов, из потока сырьевого влажного газа удалилось 8356,5 кг воды. Высота колонного аппарата (адсорбера) составила 16 м, при том, что высота слоя адсорбента 8 м, диаметр адсорбера равен 3,2 м.

#### **2.4 Расчет процесса десорбции**

Адсорбер заполнен комбинированным слоем адсорбента на основе оксида алюминия и цеолита.

Регенерация адсорбента проводится смесью метан-пропановой фракции, поступающей с установки компримирования газа.

##### Исходные данные для расчета:

Давление смеси –  $62 \text{ кг/см}^2$ ; расход –  $50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Повышение температуры газа, поступающего в адсорбер, производится со скоростью не более  $100 \text{ }^\circ\text{C}$  в час во избежание снижения риска температурных нагрузок на сварные швы аппарата.

Максимальная температура газа регенерации на входе в адсорбер  $320 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

Максимальная температура газа регенерации на выходе из адсорбера равна  $300 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

Температура кипения воды при давлении  $62 \text{ кг/см}^2$  –  $270 \text{ }^\circ\text{C}$ , удельная теплоемкость воды –  $4,187 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$ .

Удельная теплоемкость цеолита –  $0,837 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$ .

Теплота десорбции воды –  $3256 \text{ кДж}/\text{кг}$ .

Плотность газа регенерации –  $0,759 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Удельная теплоемкость газа регенерации при давлении и температуре процесса регенерации –  $2,61 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$ .

Начальная температура адсорбента –  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Масса пустого адсорбера –  $197000 \text{ кг}$ .

Масса слоя адсорбента – 52 тонны.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						42
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

1. Общее количество тепла, необходимое на регенерацию адсорбента, кДж [18]:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{\text{п}} , \quad (22)$$

где  $Q_1$  – количество тепла, необходимое на нагрев адсорбера;

$Q_2$  – количество тепла, необходимое на нагрев адсорбента;

$Q_3$  – количество тепла, необходимое на нагревание адсорбированных

компонентов;

$Q_4$  – количество тепла, необходимое на десорбцию компонентов;

$Q_{\text{п}}$  – потери тепла.

2. Затраты тепла на нагревание, кДж:

$$Q_1 = m_a \cdot C_m \cdot (t_n - t), \quad (23)$$

где  $m_a$  – масса адсорбера, кг;

$C_m$  – удельная теплоемкость металла (для стали – 0,5 кДж/кг·°С);

$t_n$  – начальная температура регенерации, °С;

$t$  – температура адсорбера перед началом регенерации, °С.

$$Q_1 = 197000 \cdot 0,5 \cdot (300 - 50) = 24625000 \text{ кДж}$$

3. Тепло, которое ушло на нагревание адсорбента, кДж:

$$Q_2 = m_{\text{ц}} \cdot C_{\text{ц}} \cdot (t_n - t), \quad (24)$$

где  $m_{\text{ц}}$  – масса цеолита, кг;

$C_{\text{ц}}$  – удельная теплоемкость цеолита, кДж/(кг·°С);

$$Q_2 = 52000 \cdot 0,837 \cdot (300 - 50) = 10881000 \text{ кДж.}$$

4. Определим затраты тепла на нагревание адсорбированного компонента, кДж:

$$Q_3 = \sum (m_i \cdot C_i \cdot (t_k - t_n)), \quad (25)$$

где  $m_i$  – масса воды, содержащегося в порах адсорбента, кг;

$C_i$  – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·°С);

$t_k$  – температура кипения воды, при давлении регенерации, °С;

$t_n$  – начальная температура регенерации, °С;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Находим массу воды, которая может быть поглощена адсорбентом:

$$m_B = \frac{G_0 \cdot A_B}{\rho_{ад}}, \quad (26)$$

где  $G_0$  – весовая загрузка адсорбента в аппарат, кг;

$A_B$  – динамическая емкость адсорбента по влаге, кг/м<sup>3</sup> ( $A_B = 108$  кг/м<sup>3</sup>);

$\rho_{ад}$  – средняя плотность адсорбента, кг/м<sup>3</sup>

$$m_B = \frac{52000 \cdot 108}{725} = 7746,2 \text{ кг},$$

$$Q_3 = 7746,2 \cdot 4,187 \cdot (270 - 50) = 7135334,67 \text{ кДж}$$

5. Находим затраты тепла на десорбцию воды из пор адсорбента, кДж:

$$Q_4 = \sum(m_i \cdot H_i), \quad (27)$$

где  $H_i$  – теплота десорбции воды,  $H_i = 3256$  кДж/кг [19]

$$Q_4 = 7746,2 \cdot 3256 = 25221627,2 \text{ кДж}$$

6. Потери тепла составляют приблизительно 10 % от общей суммы затрат тепла:

$$Q_{II} = 0,1 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4), \quad (28)$$

$$Q_{II} = 0,1 \cdot (24625000 + 10881000 + 7135334,67 + 25221627) = \\ = 6786296,17 \text{ кДж}$$

Найдем теплоту регенерации адсорбента:

$$Q_P = 0,9 \cdot (24625000 + 10881000 + 7135334,67 + 25221627) = \\ = 61076665,5 \text{ кДж}$$

7. Определяем количество теплоты, поступающей с газом регенерации в адсорбер, которая численно равна расходу теплоты на регенерацию:

$$Q_G = Q_P, \quad (29)$$

$$Q_G = V_G \cdot \rho_G \cdot C_G \cdot t_{cp}, \quad (30)$$

где  $Q_G$  – количество тепла, поступающего с газом регенерации, кДж;

$V_G$  – объем газа регенерации, м<sup>3</sup>;

$\rho_G$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$C_{\Gamma}$  – удельная теплоемкость газа, кДж/(кг·°С)

$$t_{cp} = t_{HT} - \frac{t_{k1} + t_{k2}}{2}, \quad (31)$$

где  $t_{HT}$  – начальная температура регенерации;

$t_{k1}, t_{k2}$  – температура газа, покидающего слой цеолита в начале и в конце нагревания, °С;

$$t_{k1} = 50 \text{ °С}$$

$$t_{k2} = 2 \cdot t_{\min} - t_{HT} + 10, \quad (32)$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 300 - 320 + 10 = 290$$

$$t_{cp} = 320 - \frac{50 + 290}{2} = 150,$$

Найдем объем газа регенерации:

$$V_{\Gamma} = \frac{Q_{cp}}{\rho_{\Gamma} \cdot C_{\Gamma} \cdot t_{cp}}, \quad (33)$$

8. Далее определяем расход газа регенерации, м<sup>3</sup>;

$$V_{\Gamma} = \frac{16965740,42}{0,759 \cdot 2,61 \cdot 150} = 57095 \text{ м}^3,$$

9. Так как процесс регенерации составляет 6 часов, расход газа регенерации составляет:

$$G_{\Gamma} = \frac{V_{\Gamma}}{6}, \quad (34)$$

$$G_{\Gamma} = \frac{57095}{6} = 9515,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Время десорбции колонного аппарата осушки – адсорбера – составляет 6 часов. За это время необходимо затратить 61076665,5 кДж количества теплоты. Объем газа регенерации составил 57095 м<sup>3</sup>, а его расход 9515,8 м<sup>3</sup>/ч.

## 2.5 Расчет вспомогательного оборудования

### 2.5.1 Расчет теплообменника

Поток очищенного влажного газа нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от минус 5 °С до 15 °С.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						45
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Противотоком в межтрубное пространство подается пар низкого давления, который охлаждается от 100 °С до 60 °С.

Исходные данные для расчета:

Температура влажного газа на входе  $t_{г(вх)} = \text{минус } 5 \text{ } ^\circ\text{С}$ ;

Температура влажного газа на выходе  $t_{г(вых)} = 15 \text{ } ^\circ\text{С}$ ;

Температура греющего пара  $t_{п.1} = 200 \text{ } ^\circ\text{С}$ .

Внутренний диаметр труб  $d_{вн} = 0,021 \text{ м}$ ;

Плотность газового потока  $\rho_{г} = 0,759 \text{ кг/м}^3$ ;

Скорость газового потока  $v = 0,75 \text{ м/с}$ ;

Массовый расход газового потока  $G = 6,302 \text{ кг/с}$ .

1. Определяем среднюю температуру газовой смеси, °С:

$$t_{z.cp} = \frac{t_{z(вх)} + t_{z(вых)}}{2}, \quad (35)$$

где  $t_{г(вх)}$  – температура газа на входе в теплообменник;

$t_{г(вых)}$  – температура газа на выходе из теплообменника.

$$t_{cp} = \frac{-5 + 15}{2} = 5 \text{ } ^\circ\text{С}.$$

2. Находим тепловую нагрузку теплообменника по формуле:

$$Q = G_z \cdot c_z \cdot (t_{z(вых)} - t_{z(вх)}) \cdot X, \quad (36)$$

где  $Q$  – массовый расход газовой смеси, кг/с;

$X = 1,05$  – коэффициент потерь тепла в окружающую среду.

$$Q = 6,302 \cdot 2850 \cdot (15 - (-5)) \cdot 1,05 = 3,8 \cdot 10^5 \text{ Вт}$$

При давлении греющего пара 0,5 МПа принимаем удельную теплоту конденсации  $r_{гр} = 2171 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ .

3. Найдем расход пара [20]:

$$D = \frac{Q}{r}, \quad (37)$$

где  $D$  – расход пара, кг/с;

$r$  – удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$D = \frac{3,8 \cdot 10^5}{2171 \cdot 10^3} = 0,175 \text{ кг/с.}$$

Рассмотрим противоточную схему движения потоков теплоносителей.

Греющий пар:  $\underline{\quad} 100 \text{ }^\circ\text{C} \longrightarrow 60 \text{ }^\circ\text{C}$

Газовый поток:  $\frac{15 \text{ }^\circ\text{C}}{85 \text{ }^\circ\text{C}} \longleftarrow \frac{\text{минус } 5 \text{ }^\circ\text{C}}{65 \text{ }^\circ\text{C}}$

Большая разность температур:

$$\Delta t_{\text{б}} = 100 - 15 = 85 \text{ }^\circ\text{C}$$

Меньшая разность температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 60 - (-5) = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Отношение  $\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} < 2$ , поэтому среднюю температуру газовой смеси

оставляем прежней.

Средняя разность температур теплоносителей:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{85 + 65}{2} = 75 \text{ }^\circ\text{C.}$$

4. Найдем площадь поверхности теплообмена по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} \tag{38}$$

где Q – тепловая нагрузка теплообменника, Вт;

K – коэффициент теплопередачи (принимаем  $K = 200 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ );

$\Delta t_{\text{ср}}$  – средняя разность температур теплоносителей,  $^\circ\text{C}$ .

$$F = \frac{3,8 \cdot 10^5}{200 \cdot 75} = 25,3 \text{ м}^2.$$

5. Определим объемный расход газовой смеси в аппарате:

$$V_{\text{г.см}} = \frac{G_{\text{г}}}{\rho_{\text{см}}} = \frac{6,302}{759} = 8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для дальнейшего расчета выбираем стальные бесшовные трубы теплообменника диаметром 25 x 2 мм.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

6. Определим необходимое число труб в теплообменнике, которое обеспечивает необходимую скорость движения газового потока по уравнению расхода:

$$V_{z.см} = \frac{\pi \cdot d_{вн}^2}{4} \cdot n \cdot v, \quad (39)$$

где  $d_{вн}$  – внутренний диаметр труб, м;

$n$  – количество труб;

$v$  – скорость газового потока, м/с.

$$n = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_{вн}^2 \cdot v}, \quad (40)$$

$$n = \frac{4 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75} = 14,9 = 15 \text{ штук.}$$

Площади поверхности теплообмена  $F = 25,3 \text{ м}^2$  и количеству труб в одном ходе  $n = 15$  по ГОСТ 15118 – 79 [21] наиболее соответствует одноходовый теплообменник диаметром 400 мм и числом труб 100 штук, длиной теплообменных труб 3000 мм.

### 3.4.2 Расчет сепаратора

Газовый сепаратор – это устройство, предназначенное для очистки газовых продуктов и защиты газоперекачивающего оборудования от капельной фазы жидкости, углеводородного конденсата и различных механических примесей.

#### Исходные данные для расчета:

Скорость газового потока  $\omega = 25 \text{ м/с}$  (по нормативным документам эксплуатации газораспределительных станций);

Внутренний диаметр аппарата  $D_{вн} = 1,5 \text{ м}$ ;

Плотность газа при н.у.  $\rho_{г} = 0,762 \text{ кг/м}^3$ ;

1. Определим критерий Рейнольдса для газового потока:

$$Re = \frac{\omega \cdot D \cdot \rho}{\mu}, \quad (41)$$

где  $\omega$  – скорость газового потока, м/с;

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						48
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		



$D$  – внутренний диаметр аппарата, м;

$\rho$  – плотность газа при нормальных условиях, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu$  – вязкость газового потока, Па·с;

Вязкость газового потока определяется по формуле, Па·с:

$$\mu = \frac{\sum V_i \cdot \mu_i}{100}, \quad (42)$$

где  $\mu_i$  – динамическая вязкость  $i$ -го компонента газа, Па·с;

$V_i$  – объемная концентрация  $i$ -го компонента газа.

Основные параметры компонентов газа для расчета представлены в таблице 3:

Таблица 3 – Основные параметры компонентов газового потока

Компонент	Объемная концентрация, в долях ед.	Молекулярная масса, кг/кмоль	Динамическая вязкость, кгс/м <sup>2</sup> , · 10 <sup>-7</sup>
Метан	0,8514	16,04	10,3
Водород	0,0007	2,00	8,45
Гелий	0,004	4,00	18,1
Кислород	0,0002	32,00	1,94
Азот	0,073	28,02	16,6
Диоксид углерода	0,025	44,01	13,8
Этан	0,046	30,07	7,5
Пропан	0,0156	44,09	6,9
Бутан	0,0059	58,12	6,9

Молекулярная масса всей газовой смеси рассчитывается по формуле:

$$M_{см} = \sum V_i \cdot m_i, \quad (43)$$

где  $V_i$  – объемная концентрация  $i$ -го компонента газа;

$m_i$  – молекулярная масса  $i$ -го компонента газа кг/кмоль.

$$M_{см} = 0,8514 \cdot 16,04 + 0,0007 \cdot 2 + 0,004 \cdot 4 + 0,0002 \cdot 32 + 0,073 \cdot 28,02 + 0,025 \cdot 44,01 + 0,046 \cdot 30,07 + 0,0156 \cdot 44,09 + 0,0059 \cdot 58,12 = 19,24 \text{ кг/кмоль}$$

Найдем плотность газовой смеси, кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_{см} = \frac{M_{см}}{22,4}, \quad (44)$$

$$\rho_{см} = \frac{19,24}{22,4} = 0,86 \text{ кг/м}^3.$$

Далее находим относительную плотность по воздуху:

$$\Delta = \frac{\rho_{см}}{\rho_{возд}}, \quad (45)$$

где  $\rho_{возд}$  – относительная плотность воздуха при стандартных условиях ( $\rho_{возд} = 1,293 \text{ кг/м}^3$ ).

$$\Delta = \frac{0,86}{1,293} = 0,66$$

Таким образом,

$$\mu = (0,8514 \cdot 10,3 + 0,0007 \cdot 8,45 + 0,004 \cdot 18,1 + 0,0002 \cdot 1,94 + 0,073 \cdot 16,6 + 0,025 \cdot 13,8 + 0,046 \cdot 7,5 + 0,0156 \cdot 6,9 + 0,0059 \cdot 6,9) / 100 = 0,11 \cdot 10^{-7} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{Re} = \frac{25 \cdot 1,5 \cdot 0,762}{0,11 \cdot 10^{-7}} = 2,6 \cdot 10^9$$

Найденное значение числа Рейнольдса составляет более 1600, следовательно, делаем вывод – газовый поток движется турбулентно.

2. Определим относительную шероховатость стенок аппарата, учитывая, что абсолютная шероховатость равна  $a = 0,1 \cdot 10^{-3} \text{ мм}$ :

$$\frac{1}{e} = \frac{a}{D} = \frac{0,1 \cdot 10^{-3}}{1,5} = 6,67 \cdot 10^{-5}$$

Далее определяем следующие значения:

$$\frac{1}{e} = \frac{1}{6,67 \cdot 10^{-5}} = 14992,5$$

$$10 \cdot \frac{1}{e} = 10 \cdot \frac{1}{6,67 \cdot 10^{-5}} = 149925$$

$$560 \cdot \frac{1}{e} = 560 \cdot \frac{1}{6,67 \cdot 10^{-5}} = 8395801$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						50
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Так как  $Re > 560 \cdot \frac{560}{e}$ , делаем вывод, что в сепараторе имеет место турбулентный режим движения газа. В таком случае, коэффициент трения определяется по формуле:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}, \quad (46)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (6,67 \cdot 10^{-5})^{0,25} = 0,01$$

3. Определяем гидравлическое сопротивление сепаратора, Па:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L \cdot \omega^2 \cdot \rho}{D \cdot 2}, \quad (47)$$

где L и D – длина и диаметр аппарата соответственно, м.

$$\Delta p = 0,01 \cdot \frac{3,2 \cdot 25^2 \cdot 0,762}{1,5 \cdot 2} = 61,12 \text{ МПа.}$$

В соответствии с ГОСТ Р 52630-2012 [22] принимаем газовый сепаратор марки ГС-2-8,0-1600-2 высотой 3800 мм, диаметром 1600 мм и массой не более 13150 кг.

### 3.4.3 Расчет печи

Трубчатая печь – это устройство, которое предназначено для передачи тепла потоку нагреваемого газа путем сжигания топливного газа в топочной камере печи.

Исходные данные для расчета:

Производительность печи 239220 кг/ч (7 МВт);

Доля отгона сырья на выходе из змеевика трубчатой печи 0,38;

Температура среды на входе 160 °С;

Температура среды на выходе 320 °С.

Расчетное давление 8,34 МПа.

Основные параметры представлены в таблице 4.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						51
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Таблица 4 – Основные параметры топливного газа

Параметры топливного газа	Значения
Содержание сероводорода, г/м <sup>3</sup>	0,07
Содержание меркаптанов, г/м <sup>3</sup>	0,016
Низшая теплота сгорания, кДж/кг	50000
Содержание кислорода, не более, % мол.	0,02
Содержание диоксида углерода, % мол.	2,5
Содержание механических примесей, г/м <sup>3</sup>	0,001

Уравнение теплового баланса печи выглядит следующим образом:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}}, \quad (48)$$

Расчет теплового баланса печи далее ведется на 1 кг топлива.

1. Расход тепла

$$Q_{\text{расх}} = q_{\text{пол}} + q_{\text{уход}} + q_{\text{пот}}, \quad (49)$$

где  $q_{\text{пол}}$ ,  $q_{\text{уход}}$ ,  $q_{\text{пот}}$  – топливо, воспринятое сырьем в печи топливо, теряемое с уходящими из печи дымовыми газами, теряемое в окружающую среду соответственно, кДж/кг.

2. Приход тепла

$$Q_{\text{прих}} = Q_p^H + C_m \cdot t_m + \alpha \cdot L_0 \cdot C_v \cdot t_v + W_{\text{ф}} \cdot C_{\text{ф.п.}} \cdot t_{\text{ф.п.}}, \quad (50)$$

где  $C_m$ ,  $C_v$ ,  $C_{\text{ф.п.}}$  – теплоемкости топлива, воздуха и форсуночного водяного пара соответственно, кДж/кг;

$t_m$ ,  $t_v$ ,  $t_{\text{ф.п.}}$  – температуры топлива, воздуха и форсуночного водяного пара соответственно, °С.

Значения тепла топлива, воздуха и водяного пара обычно невелики, поэтому в дальнейшем расчете ими можно пренебречь.

Упростив уравнение прихода тепла, получим:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \approx Q_p^H, \quad (51)$$

$$Q_{\text{прих}} = q_{\text{прих}} + q_{\text{ух}} + q_{\text{пот}} = Q_p^H,$$

$$\text{или } q_{\text{пол}} = Q_p^H - q_{\text{ух}} - q_{\text{пот}},$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						52
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

3. Коэффициент полезного действия печи находим по формуле:

$$\eta = \frac{q_{пол}}{Q_p^H} = 1 - \frac{q_{yx}}{Q_p^H} - \frac{q_{ном}}{Q_p^H}, \quad (52)$$

где  $\frac{q_{yx}}{Q_p^H}$  – потери тепла с уходящими дымовыми газами;

$\frac{q_{ном}}{Q_p^H}$  – потери тепла в окружающую среду от низшей теплотворной спо-

собности топлива.

Принимаем  $\frac{q_{ном}}{Q_p^H} = 0,06$ ,

Таким образом,

$$q_{ном} = Q_p^H \cdot 0,06 = 50000 \cdot 0,06 = 3000 \text{ кДж/кг.}$$

4. Найдем температуру уходящих дымовых газов равенством:

$$t_{yход} = t_1 + \Delta t, \quad (53)$$

где  $t_1$  – температура нагреваемого сырья на входе в печь, °С;

$\Delta t$  – разность температур на входе сырья в змеевик камеры конвекции и выходе радиантной зоны, °С.

$$t_{yход} = 160 + (320 - 160) = 320 \text{ °С или } 593 \text{ К.}$$

Определим потери тепла с уходящими газами при данной температуре:

$$q_{yход} = (T - 273) \cdot (m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2S} \cdot C_{H_2S} + m_{O_2} \cdot C_{O_2}), \quad (54)$$

где  $C_i$  – средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, кДж/кг·К

$$q_{yход} = (593 - 273) \cdot (2,5 \cdot 0,7666 + 0,07 \cdot 1,9096 + 0,02 \cdot 0,95302) =$$

$$= 662,15 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{пол} = 50000 - 3000 - 662,15 = 46337,85 \text{ кДж/кг}$$

5. Определим к.п.д. печи:

$$\eta = 1 - \frac{3000}{50000} - 0,06 = 0,84$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						53
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

6. Полезная тепловая нагрузка печи определяется по формуле:

$$Q_{пол} = G \cdot [e \cdot q_{t_2}^n + (1 - e) \cdot q_{t_2}^c - q_{t_1}^c], \quad (55)$$

где  $G$  – производительность печи, кг/ч;

$q_{t_2}^n, q_{t_2}^c, q_{t_1}^c$  – теплосодержания паровой и газовой фазы при температуре  $t_2$ , газовой фазы (сырья) при температуре  $t_1$  соответственно, кДж/кг;

$e$  – доля отгона сырья на выходе из змеевика трубчатой печи.

Теплосодержание паров сырья определяется по уравнению:

$$q_{t_2}^n = ((50,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2) \cdot (3,992 - 0,9952 \cdot \rho_4^{20}) - 73,4) \cdot 4,1868 \quad (56)$$

где  $\rho_4^{20}$  – относительная плотность; для конденсированных паров 0,8.

$$q_{320}^n = ((50,2 + 0,109 \cdot 320 + 0,00014 \cdot 320^2) \cdot (3,992 - 0,9952 \cdot 0,8) - 73,4) \times \\ \times 4,1868 = 1022,9 \text{ кДж/кг}$$

7. Рассчитаем теплосодержание сырья, поступающего в печь:

$$q_t^c = \frac{0,403 \cdot t + 0,000405 \cdot t^2}{\sqrt{0,9952 \cdot \rho_4^{20} + 0,00806}} \cdot 4,1868, \quad (57)$$

$$q_{320}^c = \frac{0,403 \cdot 320 + 0,000405 \cdot 320^2}{\sqrt{0,9952 \cdot 0,9 + 0,00806}} \cdot 4,1868 = 750,6 \text{ кДж/кг};$$

$$q_{160}^c = \frac{0,403 \cdot 160 + 0,000405 \cdot 160^2}{\sqrt{0,9952 \cdot 0,9 + 0,00806}} \cdot 4,1868 = 329,64 \text{ кДж/кг}.$$

8. Находим полезную тепловую нагрузку печи по формуле:

$$Q_{пол} = 239220 \cdot (0,38 \cdot 1022,9 + (1 - 0,38) \cdot 750,6 - 329,64) = 125,4 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

9. Определим полную тепловую нагрузку печи:

$$Q_{П} = \frac{Q_{пол}}{\eta} = \frac{125,4 \cdot 10^6}{0,84} = 142,5 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} = 39,58 \text{ МВт}.$$

10. Часовой расход топливного газа определяется по формуле:

$$B = \frac{Q_{пол}}{Q_H^p \cdot \eta}, \quad (58)$$

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		54

$$B = \frac{125,4 \cdot 10^6}{50000 \cdot 0,84} = 2850 \text{ кг/ч.}$$

В соответствии с каталогом [23] принимаем к установке трубчатую печь производительностью 7 МВт ( $6 \cdot 10^6$  ккал/ч) марки ББ1 $\frac{90}{9}$ , которая имеет поверхность нагрева 90 м<sup>2</sup>, длину 12 м, ширину 5 м и высоту 8 м.

## 2.6. Механический расчет адсорбера

Адсорбер – вертикальный цилиндрический аппарат, работающий под давлением, служащий для разделения газовых, паровых или жидких смесей путем избирательного поглощения компонентов исходной паро-, газо-, жидкостной смеси поверхностью твердого пористого вещества – адсорбента.

Материал, из которого изготовлен корпус адсорбера, является сплав металлов марганца, углерода и кремния.

Марка материала адсорбера CL2.

Расчетное давление  $p_{\text{расч.}} = 7$  МПа;

Расчетная температура  $t_{\text{расч.}} = 30$  °С.

### 2.6.1 Расчет толщины стенок корпуса и днища

Тонкостенный аппарат – это аппарат, толщина стенки которого составляет не более 10 % внутреннего диаметра аппарата.

Определим полную толщину стенки с учетом прибавки на коррозию и дополнительные прибавки по формуле:

$$s = \frac{p \cdot D_B}{2[\sigma] \cdot \varphi - p} + C, \quad (59)$$

где  $p$  – расчетное давление, МПа;

$D_B$  – внутренний диаметр аппарата, мм;

$[\sigma]$  – нормальное допускаемое напряжение для материала обечайки ( $[\sigma] = 355$  МПа);

$\varphi$  – коэффициент прочности сварного шва ( $\varphi = 1$ ).

$$s_{1p} = \frac{2D_B}{2[\sigma] \cdot \varphi - p_{\text{расч}}} = \frac{2 \cdot 3200}{2 \cdot 355 \cdot 1 - 7} = 9,1 \text{ мм.}$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		55

Прибавка на коррозию составляет 4,4 мм.

С учетом того, что  $s \geq s_p + C$ , принимаем ближайшую по ГОСТ 31447-2012 толщину стенки адсорбера, равную  $s$ , равную 16 мм.

Так как адсорбер, кроме внутреннего давления, подвергается дополнительному воздействию, например: ветровой нагрузке, тяжестью веса внутренних частей аппарата, весу площадок обслуживания и др., толщина стенки обечайки следует увеличить, прибавив к полученному значению  $\Delta S$ .

Эта прибавка принимается в зависимости от высоты аппарата.

В таблице 5 представлены рекомендуемые величины добавки  $\Delta S$  в зависимости от высоты колонного аппарата.

Таблица 5 – Рекомендуемые величины добавки  $\Delta S$

Высота аппарата, м	$\Delta S$ , мм
Небольшая ( $\leq 20$ )	1 – 2
Средняя (20 – 40)	3 – 4
Высокая ( $\geq 20$ )	5 – 6

При высоте адсорбера 16 м принимаем  $\Delta S = 2$  мм. Таким образом, толщина стенки адсорбера с учетом добавки  $\Delta S$  составляет  $16 + 2 = 18$  мм.

По конструктивным соображениям, верхние и нижние днища адсорберов имеют эллиптическую форму, следовательно, расчет толщины стенки днищ будет выполнен по формуле:

$$\delta = \frac{D_p}{2[\sigma] \cdot \varphi} + C_k + C_{окр}, \quad (60)$$

где  $C_k$  – прибавка толщины с учетом коррозии.

Найдем прибавку толщины с учетом коррозии:

$$C_k = \Pi \cdot \tau_a, \quad (61)$$

где  $\Pi$  – коррозионная проницаемость ( $\Pi = 0,001$  мм/год);

$\tau_a$  – амортизированный срок службы аппарата (в среднем 10 лет).

Данную формулу можно применять при выполнении следующего условия:



$$(\delta - C_k) / D_p \leq 0,1, \quad (62)$$

$$C_k = 10 \cdot 0,001 = 0,01 \text{ мм/год},$$

$$\delta = \frac{3,2}{2 \cdot 355 \cdot 1} + 0,01 + C_{окр} = 0,0145 \text{ м.}$$

Требуемое условие выполняется:

$$(0,0145 - 0,01) \leq 0,1$$

$$0,0014 \leq 0,1$$

Определяем высоту эллиптического днища:

$$H_d = 0,25 \cdot D_B, \quad (63)$$

$$H_d = 0,25 \cdot 3200 = 800 \text{ мм.}$$

Принимаем толщину стенки днища по ГОСТ 6533-78 15 мм.

Согласно ГОСТ 6533-78 длина цилиндрической части равна:  $h_1 = 0,6 \text{ м.}$

### 2.6.2 Расчет гидравлического испытания аппарата

Допускаемое напряжение  $\sigma_{доп} = 355 \text{ МПа};$

Пробное давление при гидроиспытании (ГОСТ Р 52630 - 2006):

$$p_{пр} = 1,25 \cdot p_{расч} \cdot \frac{\sigma_{доп}}{\sigma_{доп}}, \quad (64)$$

$$p_{пр} = 1,25 \cdot 7 \cdot 1 = 8,75 \text{ МПа}$$

Также необходимо учесть гидростатическое давление столба воды при испытании, если оно  $\geq$  пробного давления.

Найдем гидростатическое давление столба воды при гидроиспытании аппарата в вертикальном положении, учитывая, что плотность воды при 20 °C составляет 996 кг/м<sup>3</sup>.

$$P_{гидр} = \rho_{воды} \cdot g \cdot H_{пол}, \quad (65)$$

$$P_{гидр} = 996 \cdot 9,81 \cdot 16 = 0,156 \text{ МПа}$$

$$\frac{P_{гидр}}{P_{расч}} \cdot 100\% = \frac{0,156}{7} \cdot 100\% = 2,23\%, \quad (66)$$

Так как  $2,23 \leq 10\%$  гидростатическим давлением аппарата можно пренебречь.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Определим напряжение, возникающее в стенках обечайки в процессе гидроиспытания по формуле:

$$\sigma = \frac{\rho_p \cdot [D_p + (\delta - C)]}{2\varphi \cdot (\delta - C)}, \quad (67)$$

$$\sigma = \frac{7 \cdot [3,2 + (0,0145 - 0,003)]}{2 \cdot 1 \cdot (0,0145 - 0,003)} = 298 \text{ МПа.}$$

$$0,9 \cdot \sigma_{дон} = 319,5 \text{ МПа}$$

$\sigma < 0,9\sigma_{дон}$ , значит толщина стенки, равная 18 мм, обеспечит прочность адсорбера при гидравлическом испытании.

### 2.6.3 Расчет аппарата на действие ветровых сил

Сначала подберем высоту опорных лап адсорбера, которая находится в следующих пределах:

$$0,015H_{общ} \geq h_{лап} \geq 0,01H_{общ} + 50 \text{ мм}, \quad (68)$$

где  $H_{общ}$  – общая высота аппарата с опорой, мм

$$H_{общ} = H + H_{оп} + H_{д} + h', \quad (69)$$

где  $H$  – высота цилиндрической части адсорбера, мм;

$H_{оп}$  – высота опоры, мм;

$H_{д}$  – высота эллиптического днища, мм;

$h'$  – расстояние от кольцевого шва днища до линии приварки опоры к адсорберу, мм.

$$H_{общ} = 16000 + 4000 + 800 + 45 = 20845 \text{ мм.}$$

$$\text{Предположим, что } h = 0,015 \cdot 20845 = 312,675 \text{ мм.}$$

По диаметру и высоте, пользуясь справочными данными, определяем количество опорных лап. Для колонного аппарата высотой 16м и диаметром 3,2 м количество опорных лап составляет 8 штук.

Произвольно разобьем адсорбер на две зоны.

Пусть  $h' = 10$  м,  $h'' = 10,845$  м.

$$h_1 = \frac{h'}{2} = \frac{10}{2} = 5 \text{ м.}$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						58
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$h_2 = h_1 + \frac{h''}{2} = 5 + \frac{10,845}{2} = 10,423 \text{ м.}$$

Определим ветровую нагрузку на каждую зону по формуле:

$$P_i = K \cdot q_i \cdot \beta_i \cdot S_i, \quad (70)$$

где  $K$  – аэродинамический коэффициент: для цилиндрического корпуса (принимается  $K = 0,6$ );

$q_i$  – скоростной напор ветра для середины  $i$ -той зоны аппарата на высоте  $x_i$  от земли;

$\beta_i$  – коэффициент увлечения скоростного напора, учитывающий динамическое воздействие поров ветра;

$S_i$  – площадь наибольшего осевого сечения участка. Для цилиндрических аппаратов площадь осевого сечения участка определяется по формуле:

$$S_i = D_i \cdot h_i, \quad (71)$$

где  $D_i$  – наружный диаметр участка;

$h_i$  – его высота участка.

По справочным данным определяем:

$$q_0 = 350 \text{ МПа}, q_1 = 350 \cdot 1 = 350 \text{ МПа}, q_2 = 350 \cdot 1,2 = 420 \text{ МПа.}$$

Значения  $\theta_1 = 1$  и  $\theta_2 = 1,2$  были определены по графику [24] для  $x_1 = 5$  м и  $x_2 = 15,35$  м соответственно.

Коэффициент увеличения скоростного напора находится по формуле:

$$\beta_i = 1 + \xi \cdot m_i, \quad (72)$$

где  $\xi$  – коэффициент динамичности (принимается  $\xi = 1$ );

$m_i$  – коэффициент пульсации скоростного напора ветра на высоте  $x_i$  от уровня земли (при  $x_i$  до 20 м,  $m_i$  составляет 0,35)

Так как  $\xi = 1$ , то коэффициенты скоростного напора для рассматриваемых зон  $\beta_1 = \beta_2$  и коэффициент пульсации скоростного напора ветра  $m_1 = m_2$ .

Тогда,

$$\beta = 1 + 1 \cdot 0,35 = 1,35$$

$$S_1 = 3,2 \cdot 10 = 32 \text{ м}^2$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$S_2 = 3,2 \cdot 10,845 = 34,704 \text{ м}^2$$

Таким образом, ветровые нагрузки, которые действуют на адсорбер:

$$P_1 = 0,6 \cdot 350 \cdot 1,35 \cdot 32 = 9072 \text{ Н}$$

$$P_2 = 0,6 \cdot 420 \cdot 1,35 \cdot 34,704 = 9838,584 \text{ Н}$$

Определим изгибающий момент от напора ветра на высоте  $x_0$  от основания адсорбера по формуле:

$$M_B = \sum_{i=1}^n P_i \cdot (x_i - x_0), \quad (73)$$

где  $n_0$  – число участков, расположенных выше расчетного сечения.

Для дальнейшего расчета принимаем, что  $x_0 = 0$  или, другими словами, найдем наибольший изгибающий момент у самого основания адсорбера:

$$M_B = 9072 \cdot 5 + 9838,584 \cdot 15,35 = 196382,26 \text{ Н} \cdot \text{м}.$$

В основном практически все колонные аппараты имеют обслуживающие площадки, которые увеличивают изгибающий момент от напора ветра. Определим суммарный изгибающий момент при наличии в адсорбере обслуживающих площадок по формуле:

$$M'_B = M_B + \sum M'_{B_i}, \quad (74)$$

где  $m_0$  – количество обслуживающих площадок;

$M'_{B_i}$  - изгибающий момент в расчетном сечении от ветрового напора на одну площадку (при  $x_0 = 0$ ).

$$M'_{B_i} = 1,4 \cdot \beta_i \cdot q_i \cdot x_{ni} \cdot \sum f_i, \quad (75)$$

где  $x_{ni}$  – высота, на которой расположена обслуживающая площадка;

$\sum f_i$  – сумма проекций всех элементов площадки на вертикальную плоскость,  $\text{м}^2$ .

$$\sum f_i = 0,35 \cdot D_{ni} \cdot h_{ni}, \quad (76)$$

где  $D_{ni}$  – диаметр адсорбера;

$h_{ni}$  – высота площадки (принимаем  $h_{ni} = 1 \text{ м}$ ).

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						60
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\sum f_i = 0,35 \cdot 3,2 \cdot 1 = 1,12 \text{ м}^2.$$

$$q_i = q_0 \cdot \theta_i, \quad (77)$$

где  $\theta_i$  – коэффициент возрастного скоростного напора с увеличением высоты  $x_i$  над поверхностью земли (определяется по графику [24, рис.6.5]).

При  $q_0 = 350$  МПа:

$$\theta_1 = \theta_2 = \theta_3 = \theta_4 = 1;$$

$$\theta_5 = 1,1; \theta_6 = 1,2;$$

$$\theta_7 = 1,3; \theta_8 = 1,35.$$

Сведем все полученные значения в таблицу 6.

Таблица 6 – Расчетные значения скоростных напоров и изгибающих моментов

Параметр	Номер площадки							
	1	2	3	4	5	6	7	8
$q_i$ , Па	350	350	350	350	385	420	455	472
$x_{ni}$ , м	2,85	5,25	7,65	10,05	12,45	14,85	17,25	19,65
$q_i$ , Па	350	350	350	350	385	420	455	472

$$\sum_{i=1}^8 M'_{B_i} = 60710 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

$$M'_{B_i} = 60710 + 196382,26 = 257092,26 \text{ Н} \cdot \text{м}.$$

Полная высота адсорбера составляет 20845 мм. Аппарат имеет 8 опорных лап высотой 312,675 мм каждая. Ветровая нагрузка на одну часть аппарата равна 9072 Н, на вторую 9838,584 Н. Количество обслуживающих (смотровых) площадок составляет 8 штук, на каждую из которых действуют изгибающий момент в расчетном сечении от ветрового напора, равный 60710 Н·м.

#### 2.6.4 Расчет максимальной массы аппарата

Для начала найдем массу обечайки:

$$G_1 = \frac{\pi}{4} \cdot (D_H^2 - D_{BH}^2) \cdot H \cdot \rho_m, \quad (78)$$

где  $D_H$  – наружный диаметр обечайки, м;

$D_{BH}$  – внутренний диаметр обечайки, м;

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		61

$H$  – высота колонны, м;

$\rho_m$  – плотность материала ( $\rho_m = 7800 \text{ кг/м}^3$ )

$$G_1 = \frac{3,14}{4} \cdot (3,24^2 - 3,2^2) \cdot 16 \cdot 7800 = 25236,56 \text{ кг.}$$

Массу днища определяем по формуле:

$$G_2 = \frac{\pi}{6} \cdot (D_H^2 - D_{BH}^2) \cdot \rho_m, \quad (79)$$

$$G_2 = \frac{3,14}{6} \cdot (3,24^2 - 3,2^2) \cdot 7800 = 1051,5 \text{ кг.}$$

10 % от массы корпуса аппарата принимаем как массу приварных деталей:

$$G_3 = 0,1 \cdot 1051,5 = 105,15 \text{ кг.}$$

Принимаем высоту опоры аппарата 4000 м.

$$G_4 = \frac{3,14}{4} \cdot (3,24^2 - 3,2^2) \cdot 7800 = 1577,28 \text{ кг.}$$

Далее определяем объем и массу воды в объеме аппарата во время гидроиспытаний.

Объем цилиндрической части аппарата:

$$V_{\text{цил}} = \frac{\pi \cdot D_{BH}^2 \cdot H}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,2 \cdot 16}{4} = 129 \text{ м}^3.$$

Объем эллиптического днища:

$$V_{\text{дн}} = \frac{\pi \cdot D_{BH}^2 \cdot H_{\text{эл}}}{6}, \quad (80)$$

$$V_{\text{дн}} = \frac{3,14 \cdot 3,2^2 \cdot 1,8}{6} = 9,6 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{ад}} = 129 + 9,6 = 138,6 \text{ м}^3$$

Масса воды:

$$Q_{h_2o} = 138,6 \cdot 1000 = 138600 \text{ кг.}$$

Массу адсорбера определяем по формуле:

$$G_{\text{адсорбера}} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4, \quad (81)$$

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						62
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$G_{\text{адсорбера}} = 25236,56 + 1051,5 + 105,15 + 1577,28 = 27970,49 \text{ кг}$$

Масса адсорбера при гидравлических испытаниях:

$$G_{\text{гидр}} = G_{\text{адс}} + Q_{\text{h}_2\text{o}} = 27970,49 + 138600 = 166570,49 \text{ кг}$$

Масса обечайки колонного аппарата для осушки газа (адсорбера) составляет 25236,56 кг, масса днища 1051,5 кг, объем цилиндрической части аппарата и эллиптического днища 129 м<sup>3</sup> и 138,6 м<sup>3</sup> соответственно. Общая масса адсорбера равна 27970,49 кг.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63

### 3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Технологические процессы газоперерабатывающей промышленности протекают при повышенных температурах и давлениях, а некоторые продукты реакции обладают токсичными и вредными свойствами, негативно влияющие не только на окружающую среду, но и на здоровье человека. Таким образом, безопасность условий труда на газоперерабатывающих установках является одной из самых важных задач производства и ее обеспечение строго при производственной дисциплине, а также четком выполнении правил инструкции безопасности.

#### 3.1 Средства и системы защиты при эксплуатации установки осушки газа

Для работы на производстве в условиях труда, связанными с агрессивными токсичными средами, неблагоприятными для здоровья человека параметрами процесса, а именно повышенными давлениями, температурами и влажностью, все рабочие должны быть снабжены средствами индивидуальной и коллективной защиты в соответствии с ГОСТ 12.4.011 – 89 [25].

##### 3.1.1 Коллективные средства защиты

К средствам защиты от пониженных или повышенных температур поверхностей оборудования и материалов относятся устройства:

- 1) оградительные;
- 2) автоматического контроля и сигнализации;
- 3) термоизолирующие;
- 4) дистанционного управления.

Средствами защиты от воздействия химических факторов относятся оградительные устройства, знаки безопасности (яркие, привлекающие внимание таблички, необходимые для предупреждения сотрудников о возможной

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>				<i>Расчет установки осушки газа</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>					У	64	69
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							



опасности), устройства дистанционного управления, а также экобиозащитная техника (пылеуловители, водоочистительные устройства, фильтры, туманоуловители и др), включающая в себя удаление токсичных веществ.

Для защиты обслуживающего персонала от падения с высоты все открытые части оборудования и аппаратов ограждены съемными или открывающимися ограждениями, защитными сетками и знаками безопасности.

В случае возникновения аварии системой блокировок прекращается подача сырья на установку, увеличивается подача водяного пара, а газообразные продукты сбрасываются на факел.

### 3.1.2 Индивидуальные средства защиты

Для индивидуальной защиты обслуживающего персонала предусмотрена специальная рабочая форма, обеспечивающая надежную защиту от негативно влияющих веществ. К такой форме относят пальто, плащи, халаты, изолирующие костюмы, комбинезоны, фартуки и наплечники.

Существуют также дополнительные средства защиты персонала [26]:

- Для защиты органов дыхания используют противогазы и респираторы марки Р (защита от пыли, дыма, тумана и бактерий) и А (защита от органических паров и газов с температурой кипения выше 65 °С). Кроме маркировки существуют классы противогазовых фильтров: класс 1 – фильтры низкой эффективности (не более 0,1 % вредных веществ в воздухе), класс 2 – фильтры средней эффективности (не более 0,5 %) и класс 3 – фильтры высокой эффективности (не более 1 %);

- Для защиты ног используют сапоги, ботинки, унты и щитки;
- Для защиты рук применяют рукавицы и перчатки;
- Для защиты головы применяют защитные каски, шлемы и шапки;
- Для защиты глаз и лица используют защитные очки и лицевые щитки;

### 3.2 Должностные инструкции оператора установки осушки газа

Оператор установки осушки газа – человек, отвечающий за протекание

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						65
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

процесса эксплуатации производства.

Аппаратчик установки осушки газа должен знать технологическую схему своего рабочего участка, устройство и принципы действия основного и вспомогательного оборудования, а также применяемых контрольно-измерительных приборов, физико-химические и технологические свойства осушаемого газа и адсорбентов, правила отбора проб и методику проведения анализа, и самое главное – правила регулирования процесса осушки газа [27].

К должностным обязанностям оператора осушки газа относятся:

- 1) Ведение технологического процесса осушки поглощением водяных паров твердыми поглотителями;
- 2) Прием влажного газа в аппараты осушки газа – адсорберы;
- 3) Регенерация адсорбента продувкой через него горячего газа регенерации;
- 4) Охлаждение аппарата циркуляцией холодного газа, переключение аппаратов на регенерацию и осушку газа;
- 5) Передача осушенного газа на следующую установку;
- 6) Наблюдение за работой адсорберов, компрессоров, насосов, сборников, контрольно-измерительных приборов и другого вспомогательного оборудования;
- 7) Выявление и устранение неисправностей в работе обслуживаемого оборудования и коммуникаций;
- 8) Учет расхода используемых сырья и поглотителей;
- 9) Прием обслуживаемого оборудования из ремонта.

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						66
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения работы изучен процесс адсорбционной осушки газа. Для реализации поставленных целей и задач, а также для формирования и развития компетенций, необходимых в профессиональной среде, была собрана и проанализирована научная и дополнительная литература, содержащая данные по процессам осушки газа.

В работе изучены основные методы осушки газа, систематизированы знания о процессе адсорбционной осушке газа, изучена классификация и принципы действия основной аппаратуры процесса и вспомогательного оборудования, а также рассмотрены современные технологии процесса адсорбционной осушки.

Изучена действующая установка осушки газа на Амурском газоперерабатывающем заводе, её схема и принцип работы. представлена характеристика основных параметров сырья и готовой продукции. Изучены устройства основных аппаратов и вспомогательного оборудования, их назначение и принцип действия. Выполнен технологический расчёт основного и вспомогательного оборудования, а также механический расчёт адсорбера.

Представлено описание и характеристика средств и систем защиты при эксплуатации установки осушки газа, а именно: коллективные и индивидуальные средства защиты. Изучены должностные обязанности оператора технологической установки осушки газа.

Составлена технологическая схема установки адсорбционной осушки природного газа.

Таким образом, цели и задачи бакалаврской работы полностью реализованы.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>				<i>Расчет установки осушки газа</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>					У	67	69
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 Кемпбел, Д.М. Очистка и переработка природных газов / под ред. С.Ф. Гудкова. – М. : Недра, 1977. – 349 с.
- 2 Жданова, И.В. Осушка природных газов: учебное пособие / И.В. Жданова, А.Л. Халиф. – М. : Химия, 1984. – 192 с.
- 3 Шумяцкий, Ю.И. Адсорбционные процессы: учебное пособие / Ю.И. Шумяцкий. – М. : Химия, 2005. – 164 с.
- 4 Катц, Д.Л. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа: учебное пособие / Д.Л. Катц. – М. : Недра, 1965. – 131 с.
- 5 Шевкунов, С.Н. Адсорбционная осушка и низкотемпературная ректификация в процессах промышленной подготовки природного газа / С.Н. Шевкунов // Экспозиция Нефть Газ. – 2016. – № 7. – С. 20-24.
- 6 Шумяцкий, Ю.И. Промышленные адсорбционные процессы: учебное пособие / Ю.И. Шумяцкий. – М. : КолосС, 2009. – 74 с.
- 7 Шумский, Н.М. Основные способы осушки газа / Н.М. Шумский, О.Б. Грынин, К.А. Шумская // Молодой ученый. – 2019 – № 24. – С. 158-159 с.
- 8 Крец, В.Г. Основы нефтегазового дела: учебное пособие / В.Г. Крец, А.В. Шадрин. – Томск: ТПУ, 2010. – 182 с.
- 9 Кельцев, Н.В. Основы адсорбционной техники: учебное пособие / Н.В. Кельцев. – М. : Химия, 1976. – 55 с.
- 10 Мильштейн, Л.М. Нефтегазопромышленная сепарационная техника: справочное пособие / Мильштейн, Л.М., Бойко, С.И., Запорожец, Е.П. – М. : Недра, 1991. – 240 с.
- 11 Хафизов, И.М. Оптимизация процесса загрузки и регенерации адсорбента / И.М. Хафизов, Р.З. Гафаров // Фундаментальные исследования. – 2017. – № 10. – С. 56-61.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Казакова К. Р.</i>				<i>Расчет установки осушки газа</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>					У	68	69
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							

12 Крец, В.Г. Основы нефтегазового дела: учебное пособие / В.Г. Крец, А.В. Шадрина. – Томск: ТПУ, 2010. – 182 с.

13 Аджиев, А.Ю. Подготовка и переработка попутного нефтяного газа в России: учебное пособие / А.Ю. Аджиев, Пуртов, П.А. – Краснодар: Изд-во ЭДВИ, 2014. – 776 с.

14 Шестерикова, Р.Е. Инновационная технология осушки природных и нефтяных газов / Р.Е. Шестерикова // Международный научный журнал. – 2017. – № 12 . – С. 50-54.

15 Искалиева, С.К. Совершенствование технологии процесса адсорбционной осушки обесеренного газа: автореф. дис. канд. техн. наук / С.К. Искалиева. – М. : Интеграция, 2010. – 24 с.

16 Султанов, О. Н. Инновационная технология осушки природного газа / О.Н. Султанов // Материалы Международной научной конференции. – 2011. – № 500. – С. 328.

17 Судаков, Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Е.Н. Судаков. – 3-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1979. – 568 с.

18 Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М. :Химия, 1971. – 784 с.

19 Ривкин, С.Л. Термодинамические свойства газов / С.Л. Ривкин. – М. : Энергия, 1973. – 288 с.

20 Фокин, В.М. Тепломассообмен: учебное пособие / В.М. Фокин, Н.М. Веселова. – Волгоград : ВолгГАСУ, 2007. – 108 с.

21 ГОСТ 15118 – 79. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Размещение отверстий под трубы в трубных решетках и перегородках. Основные размеры. М. : Изд-во стандартов, 1979. – 13 с.

22 ГОСТ Р 52630 – 2012. Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия. – М.: Стандартиформ, 2013. – 65 с.

					<i>ВКР.171047.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		69

23 Бакшалов, В.Е. Трубчатые печи: каталог / В.Е. Бакшалов, В.Ф. Дребенцов. – М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1985. – 34 с.

24 Леонтьев, А.П. Прочностные расчеты отдельных элементов технологического оборудования: учебное пособие / А.П. Леонтьев, А.Г. Мозырев, А.Н. Гребнев. – Тюмень : ТюмГНГУ, 2012. – 144 с.

25 ГОСТ 12.4.011 – 89. Система стандартов безопасности труда. Средства защиты работающих. Общие требования и классификация. М. : Изд-во стандартов, 1990. – 8 с.

26 ГОСТ 12.4.034 – 85. Средства индивидуальной защиты органов дыхания. Классификация и маркировка. – М. : Изд-во стандартов, 1985. – 8 с.

27 Должностная инструкция аппаратчика осушки газа 4-го разряда [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://instrukzii.ru/rabochie/obshhie-professii-himicheskikh-proizvodstv/apparatchik-osushki-gaza-4-go-razryada.html>  
– 16.06.2021

					ВКР.171047.180301.ПЗ	Лист
						70
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

